





# **Experimentelle Untersuchungen zu Grundprozessen der Pelletierungsflockung**

Von der Fakultät für Umweltwissenschaften und Verfahrenstechnik der  
Brandenburgischen Technischen Universität zur Erlangung des akademischen  
Grades einer Doktor-Ingenieurin genehmigte Dissertation

vorgelegt von

Diplom-Ingenieurin  
**Susanne Bähr**

aus

Hüttental-Weidenau

Gutachter: Prof. Dr.-Ing. habil P. Ay

Gutachter: Prof. Dr.-Ing. U. Riebel

Tag der mündlichen Prüfung: 11.07.2006



## Zusammenfassung

Die Pelletierungsflockung stellt ein spezielles Verfahren der Schlammkonditionierung dar. Sie ist eine Verfahrenskombination von Aggregatbildung mit gezielter Struktur und Wasserabgabe in der Aggregatbildungsphase.

In dieser experimentellen Arbeit wurde der ein- und mehrschichtige Aufbau von Einzelaggregaten simuliert und hinsichtlich Wachstum und Struktur untersucht. Des Weiteren wurde die Pelletierungsflockung in einem kontinuierlichen Drehrohrreaktor umgesetzt und hinsichtlich Prozeßführung und Betriebsparameter untersucht. Als anwendungsrelevante Eigenschaft wurde das Entwässerungsverhalten von Pelletflocken dargestellt.

Die erhaltenen Pelletflocken zeichnen sich durch eine konstante Wachstumsgeschwindigkeit, eine Sphärizität von 0,95 bis 0,98 und eine Dichte im Bereich von 1100 bis 1250 kg/m<sup>3</sup> aus. Sie lassen sich gezielt durch eine Hintereinanderschaltung von Schwerkraft- und Druckentwässerung behandeln, wobei im ersten Schritt ein Feststoffgehalt von ca. 30 % und im zweiten Schritt ein Feststoffgehalt von ca. 50 % erreicht wird.

## Abstract

Pelleting flocculation constitutes a special sludge conditioning process. The process combines the formation of aggregates with a specific structure as well as the release of water during the aggregate development phase.

During this experimental work, individual aggregates with a one- and multi-layered structure were simulated and subsequently investigated with respect to growth and structure. Over and above this, pelleting flocculation was implemented in a continuous rotary tubular reactor and investigated with regard to process control and operating parameters. The dewatering behaviour of pellet flocs was described as an application-relevant property.

The resultant pellet flocs are characterised by a constant growth rate, a sphericity of between 0.95 and 0.98 and a density of between 1100 and 1250 kg/m<sup>3</sup>. They can be dewatered in a targeted manner by the series connection of gravity and pressure dewatering units, whereby a solids content of approx. 30 % is achieved in the first step and approx. 50 % in the second step.



## **Vorwort**

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftliche Mitarbeiterin am Lehrstuhl für Aufbereitungstechnik der Brandenburgischen Universität Cottbus.

An dieser Stelle möchte ich mich bei allen herzlich bedanken, die zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen haben, insbesondere

Herrn Professor Dr.-Ing. habil. Peter Ay vom Lehrstuhl Aufbereitungstechnik der BTU Cottbus für die Betreuung dieser Arbeit und die Übernahme des Gutachtens

Herrn Professor Dr.-Ing. Ulrich Riebel vom Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik der BTU Cottbus für die Übernahme des Gutachtens.

Mein Dank gilt ferner allen Mitarbeitern und Mitarbeiterinnen des Lehrstuhls für Aufbereitungstechnik für ihre Unterstützung und die wertvollen Diskussionen und Anregungen insbesondere Barbara, Manfred und Herrn Schorning.

Besonders Danke ich den Mitarbeitern aus der Werkstatt Herrn Kränsel und Herrn Müller-Fehn für den Bau und Aufbau der Versuchsanlagen. Auch möchte ich meinen studentischen Hilfskräften, Studien- und Diplomarbeitern, für ihre tatkräftige Unterstützung Danken.

Für die Geduld, Ermutigungen und Unterstützung in jeder Hinsicht Danke ich meinem Mann Markus, meinen Eltern, meiner Schwester Karin, Grit und Barbara.





# Inhaltsverzeichnis

<b>1</b>	<b>Einleitung und Problemstellung</b>	<b>9</b>
<b>2</b>	<b>Grundlagen der Pelletierungsflockung</b>	<b>12</b>
2.1	Modellvorstellungen der Pelletierungsflockung	13
2.2	Reaktorsysteme	18
2.3	Einflußgrößen der Pelletierungsflockung	23
2.4	Pelletflockeneigenschaften	25
2.4.1	Pelletflockenstruktur	26
2.4.2	Entwässerungsverhalten von Pelletflocken	29
<b>3</b>	<b>Material und Methoden</b>	<b>31</b>
3.1	Versuchsmaterial	31
3.2	Untersuchungsmethoden	33
3.2.1	Bestimmung der Pelletflockengröße	33
3.2.2	Primärpartikelzahlbestimmung	34
3.2.3	Trockenrückstand der Pelletflocken	36
3.2.4	Pelletflockengrößenverteilung	36
3.2.5	Ladungszustandsmessung	37
3.2.6	Bestimmung der Sedimentationsgeschwindigkeit von Pelletflocken	38
3.2.7	Dichtebestimmung von Pelletflocken	39
3.2.8	Entwässerungsverhalten von Pelletflocken	40
3.3	Versuchsaufbau und Versuchsdurchführung	40
3.3.1	Anlagerung von Primärpartikelschichten an Keime	40
3.3.2	Pelletierungsflockung im Rührreaktor	42
3.3.3	Pelletierungsflockung im Drehrohrreaktor	45
<b>4</b>	<b>Ergebnisse und Diskussion</b>	<b>50</b>
4.1	Einschichtiger Anlagerungsprozeß	50
4.1.1	Zeitlicher Verlauf der Primärpartikel- und Flockungsmittelanlagerung	51
4.1.2	Einfluß der Flockungsmittelkonzentration	55
4.1.3	Einfluß der Keimgröße	56
4.1.4	Einfluß des Energieeintrags	60
4.2	Mehrschichtiger Anlagerungsprozeß von Primärpartikeln	63
4.2.1	Pelletflockenwachstum	64
4.2.2	Pelletflockenstruktur und Partikelzahl	67
4.3	Diskontinuierliche Pelletierungsflockung im Rührreaktor	72
4.4	Sinkgeschwindigkeit von Pelletflocken	75

4.5	Vergleich von Flocken und Pelletflocken . . . . .	80
4.6	Kontinuierliche Pelletierungsflockung im Drehrohrreaktor . . . . .	86
4.6.1	Einfluß des Reaktordurchsatzes . . . . .	86
4.6.2	Einfluß der Flockungsmitteldosierung . . . . .	92
4.6.3	Einfluß der Reaktordrehzahl . . . . .	95
4.7	Entwässerungsverhalten von Pelletflocken . . . . .	99
<b>5</b>	<b>Zusammenfassung und Ausblick</b>	<b>104</b>
<b>6</b>	<b>Verzeichnisse</b>	<b>108</b>
	Symbolverzeichnis . . . . .	108
	Abbildungsverzeichnis . . . . .	112
	Tabellenverzeichnis . . . . .	117
	Literaturverzeichnis . . . . .	119
<b>A</b>	<b>Anhang</b>	<b>123</b>
A.1	Abbildungen . . . . .	123
A.2	Tabellen . . . . .	134

# 1 Einleitung und Problemstellung

Die Pelletierungsflockung stellt ein spezielles Verfahren der Schlammkonditionierung dar. Die Konditionierung von Schlämmen als Vorstufe zur Schlammentwässerung ist heute Stand der Technik. Die wichtigsten Anwendungsbereiche der Konditionierung sind die Schlammbehandlung in der Abwasseraufbereitung, die Behandlung von flüssigen Abfällen und die Aufbereitung von mineralischen Roh- und Wertstoffen. Die Konditionierung hat die Aufgabe, das Wasserbindevermögen der Schlämme herabzusetzen und dadurch sowohl eine Zeitreduktion der Entwässerung als auch eine Verbesserung des Entwässerungsergebnisses des Produktes zu erzielen.

Bei der Konditionierung unterscheidet man chemische und physikalische Verfahren. Zu den physikalischen Verfahren werden die Nieder- sowie die Hochtemperaturverfahren und verschiedene mechanische Verfahren gezählt. Die chemische Konditionierung wird entsprechend der Art der eingesetzten Konditionierungsmittel untergliedert. Das am weitesten verbreitete Verfahren ist die Flockung mit Hilfe von organischen Polymeren oder Metallsalzen.

Die Konditionierungsmittel führen bei der Flockung zur Beeinflussung der Oberflächenladung der Schlamm- oder Suspensionspartikel. Die Suspension oder der Schlamm wird destabilisiert, die Partikel lagern sich zu Flocken zusammen. Durch diese Beeinflussung gelingt es das Wasserabgabevermögen von Schlämmen zu erhöhen und das Entwässerungsergebnis zu verbessern.

Die Pelletierungsflockung bietet eine Möglichkeit zur Optimierung der Verfahrenskette "Konditionierung und Entwässerung" durch Bildung von Aggregaten mit gezielt aufgebauter Struktur und einer Wasserabgabe der Aggregate bereits in der Konditionierungsphase, d.h. in der Aggregatbildungsphase [2].

Bei der Pelletierungsflockung vereinen sich die Vorteile der Flockung und der Aufbauagglomeration aus der Schüttguttechnik. Die Destabilisierung einer Suspension wird durch organische Polymere hervorgerufen. Die gebildeten Agglomerate sind

im Idealfall zwiebelschalenförmig aufgebaut. Während des Aufbaus geben die Aggregate durch mechanische Beanspruchung Wasser ab. In einer nachgeschalteten Entwässerungsstufe erfolgt zunächst ein Abgabe des Zwischenraumwassers der Pelletflocken, ehe diese selber entwässert werden. Der Aufwand bei der Entwässerung wird wesentlich reduziert.

Die Pelletierungsflockung ist ein Verfahren, welches die herkömmliche Schlammbehandlung durch die Kombination von Flockung und Entwässerung wesentlich verbessern kann, da sie die beiden Teilprozesse in einem Prozeß vereint, und das Ergebnis durch eine nachgeschaltete Entwässerung noch zu steigern ist.

Der Pelletierungsflockung wurde bisher wenig Aufmerksamkeit geschenkt. Die erste Erwähnung findet sich im Jahre 1964 durch Yusa [1]. Danach wurden in Japan und speziell durch Yusa Untersuchungen durchgeführt und einige Anwendungsgebiete aufgezeigt [3]-[13], [15, 18]. Auf Yusa gehen auch die Modellvorstellungen zur Pelletierungsflockung zurück [5]. Die Thematik der Pelletierungsflockung wurde später an der FHKöthen aufgenommen [2, 14, 16, 17, 33]. Hier erfolgten Untersuchungen zur Konditionierung von Klärschlämmen und zur Entwicklung eines neuen Pelletierungsreaktors, eines Kegelreaktors [2, 16]. Die Pelletierungsflockung wurde bisher vornehmlich empirisch untersucht. Die Untersuchungen wurden in unterschiedlichen Reaktorsystemen und mit unterschiedlichen Stoffsystemen durchgeführt.

Kobayashi et.al. [10] haben erste Versuche unternommen, ein Simulationsmodell für die Pelletierungsflockung aufzustellen. Es basiert auf einem Modell zur Wachstumsgeschwindigkeit, wie es aus der Kristallisation bekannt ist. Es beschreibt die Pelletgrößenverteilung unter Berücksichtigung der Wachstumsgeschwindigkeit und der mittleren Verweilzeit des Feststoffs im Reaktor.

Die bisherigen Untersuchungen und Erkenntnisse zur Pelletierungsflockung konnten trotz der erreichten vielversprechenden Vorteile nicht dazu beitragen, daß die Pelletierungsflockung als Kombination aus Konditionierung und Entwässerungsverfahren ihren Platz in der Praxis gefunden hat. Auch ist es bisher nicht gelungen, die herkömmliche Flockung mit anschließender Entwässerung durch die Pelletierungsflockung abzulösen. Die vorliegende Arbeit soll zum Verständnis und zur Durchsetzung dieses Verfahrens beitragen.

Auch bei den herkömmlichen Verfahren der Flockung in Kombination mit einer Entwässerung besteht noch erheblicher Untersuchungsbedarf, da bisher das Augenmerk mehr auf die einzelnen Teilprozesse gerichtet war. Die Pelletierungsflockung bietet nun die Möglichkeit, beide Teilprozesse in einem Verfahrensschritt vorteilhaft zu vereinen. Aus diesem Grund besteht das Ziel der Arbeit darin, die wichtigsten verfahrenstechnischen Grundprozesse zu untersuchen und ihre Auswirkung auf die Pelletflockeneigenschaften darzustellen.

Die Ergebnisse der Untersuchungen -meist empirischer Art- von Yusa [3], Hemme et.al. [2, 17] lassen eine Klärung des verfahrenstechnischen Ablaufs, der Charakterisierung der beteiligten Parameter und der Struktur der Aggregate vielversprechend erscheinen, sowohl in Hinblick auf technische Vereinfachung als auch auf ökonomische Vorteile.

Die Realisierung des von Yusa postulierten Parallelmodells soll in dieser Arbeit aufgegriffen werden. Es soll versucht werden Pelletflocken aus schichtweiser Anlagerung von Primärpartikeln und Flockungsmittel zu erzeugen sowie den Anlagerungsvorgang und die Pelletflockeneigenschaften zu charakterisieren.

Die wesentlichen Merkmale der Pelletflocken sind ihre Größe, Dichte, Gestalt, Struktur und Festigkeit, die in Hinblick auf ihre Verteilung und Optima der Ergebnisse untersucht werden sollen. Speziell die Pelletflockengröße und -dichte sollen auch dazu herangezogen werden, die Grenze zu Aggregaten aus der klassischen Flockung zu definieren. Diese Untersuchungen sollen als Grundlage für die gezielte Umsetzung der Pelletierungsflockung in Reaktorsystemen dienen. Dazu wird die Pelletierungsflockung zuerst in einem Rührreaktor umgesetzt und die erzeugten Aggregate werden auf ihre Struktur hin untersucht.

Aus den gewonnenen Erkenntnissen wurde in Anlehnung an den Zylinderreaktor von Yusa [3, 5] ein Drehtrommelreaktor entwickelt, der es erlaubt, Untersuchungen der Faktoren durchzuführen, welche die Pelletierungsflockung beeinflussen.

Zur Überprüfung der erwarteten Verbesserungen bei der Konditionierung und Entwässerung von Schlämmen wird das Entwässerungsverhalten der in der Pelletierungsflockung gebildeten Aggregate als praxisrelevante Eigenschaft der Pelletflocken untersucht.

## 2 Grundlagen der Pelletierungsflockung

Die Pelletierungsflockung stellt als Konditionierungsverfahren eine Alternative zur klassischen Flockung und zugleich ihre Weiterentwicklung dar. Die Pelletierungsflockung bewirkt ein Abtrennen von Feststoffpartikeln aus einer Suspension mit Hilfe von organischen Flockungsmitteln, die Bildung von Aggregaten und die Wasserabgabe aus den Aggregaten durch mechanische Synärese [5].

Der Begriff mechanische Synärese ist der Gelbildung entliehen, bedeutet dort Kontraktion und beschreibt das spontane Schrumpfen mit Flüssigkeitsabgabe [5]. Bei der Pelletierungsflockung hingegen ist unter mechanischer Synärese die Wasserabgabe aus den sich bildenden Pelletflocken zu verstehen, die durch externe Kräfte hervorgerufen wird.

Die Pelletierungsflockung unterscheidet sich von der Flockung im wesentlichen durch die Kinetik des Anlagerungsprozesses der Primärpartikel an die sich bildenden Aggregate und, wenn erwünscht, die Einbeziehung der mechanischen Synärese in den Aggregatbildungsprozeß. Die Pelletflocken sind im Vergleich zu klassischen Flocken dichter in ihrer Struktur und besitzen eine höhere Festigkeit. Sie sind annähernd kugelförmig und können weitaus größer werden als Flocken. Die hohe Dichte wirkt sich bei Absetzprozessen positiv auf deren zeitlichen Verlauf aus. Das Überstandswasser kann problemlos durch Dekantieren abgetrennt werden.

Eine an die Pelletierungsflockung anschließende Entwässerung wird durch die Abtrennung des Zwischenraumwassers mittels eines Siebes erreicht. Schlamm, der einer Pelletierungsflockung unterzogen wurde, weist kürzere Entwässerungszeiten auf. Bei einer Druckentwässerung wird ein höherer Entwässerungsgrad erreicht als bei einem klassisch geflockten Schlamm.

## 2.1 Modellvorstellungen der Pelletierungsflockung

Yusa hat im Rahmen von Untersuchungen zur Flockung auch die Pelletflockenbildung beobachtet. Grundlage dafür ist die orthokinetische Flockung, wie sie aus der konventionellen Flockung bekannt sind. Sie werden durch die mechanische Synärese ergänzt.

Für die Pelletierungsflockung postuliert Yusa zwei Modelle (Abbildung 2-1):

- das Serienmodell und
- das Parallelmodell [5] .

Zur Realisierung der mechanischen Synärese stellt Yusa folgende Konzepte vor:

- die Abrolltechnik und
- die Kollisionstechnik [3].

### Serienmodell

Eine Suspension wird mit Hilfe eines organischen Flockungsmittels geflockt. Es bilden sich lose voluminöse Flocken. Durch von außen aufgebrachte Kräfte schrumpfen und verdichten sich die Flocken. Dieser Vorgang wird als mechanische Synärese bezeichnet. Die dabei gebildeten Aggregate zeichnen sich durch ihren amorphen Charakter aus [5]. Da bei diesem Mechanismus zunächst eine Flockung induziert wird, nach deren Abschluß eine mechanische Synärese erfolgt, werden die daraus entstehenden Aggregate in dieser Arbeit Flockenpellets genannt [23].

### Parallelmodell

An einen durch Flockung gebildeten Keim lagern sich Primärpartikel und Mikrofloken an, die gleichzeitig durch mechanische Synärese verfestigt werden. Das Aggregat schrumpft. In einem nächsten Schritt erfolgt die Anlagerung von Primärpartikeln und Mikrofloken an das Aggregat, ebenfalls mit Wasserabgabe durch mechanische Synärese. Beim Parallelmodell laufen die Flockung und die mechanische Synärese zeitgleich ab [5]. Die Pelletflocke wächst, wie von der Aufbauagglomeration aus Schüttgütern bekannt, schichtweise. Derartige Aggregate sollen im Rahmen dieser

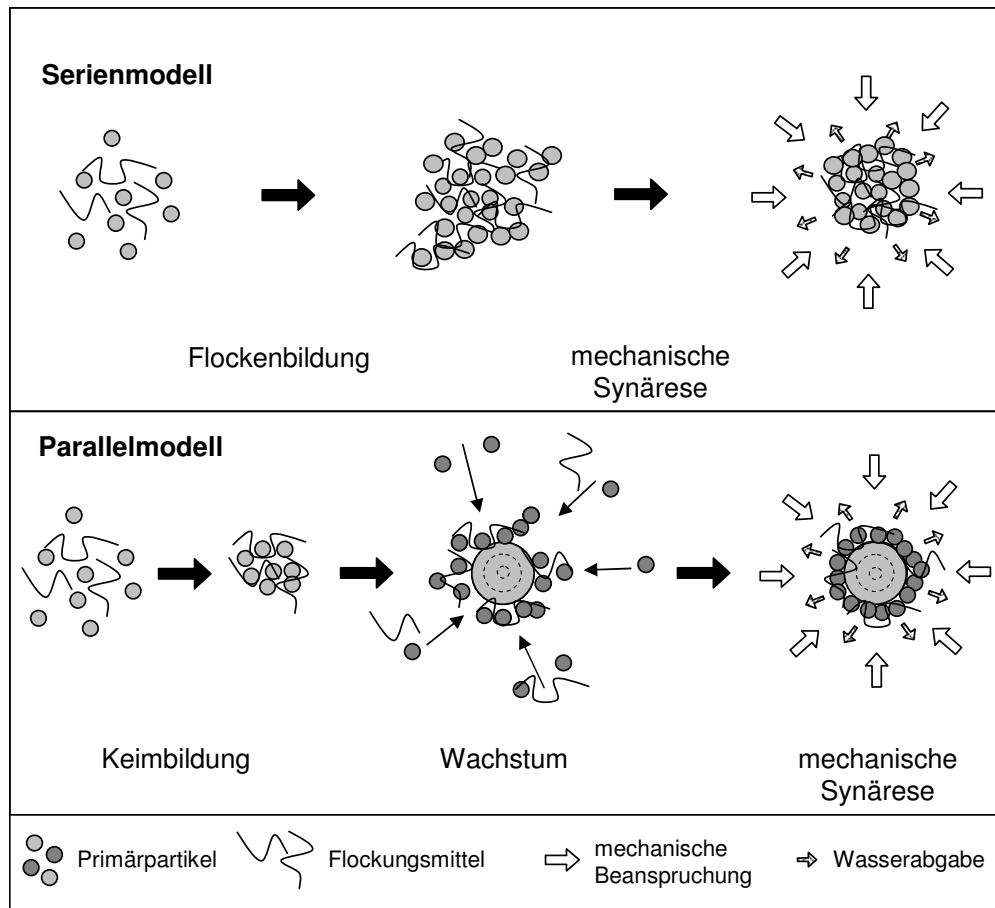


Abbildung 2-1: Modelle der Pelletierungsflockung

Arbeit Pelletflocken genannt werden, da sie in ihrem Aufbau einem Pellet aus der Schüttguttechnik äquivalent sind [23].

Während die perikinetische Flockung einen einstufigen Prozeß darstellt, der dadurch gekennzeichnet ist, daß durch die Zugabe eines Flockungsmittels die Destabilisierung der Suspension induziert wird und sich daran eine Mikroflokkbildung durch Brown'sche Molekularbewegung anschließt, ist die orthokinetische Flockung ein zweistufiger Prozeß (Abbildung 2-2). Sie setzt sich aus der Destabilisierung der Suspension durch Flockungsmittelzugabe und Partikeltransport durch Energieeintrag (Geschwindigkeitsgradient) mit Makroflokkbildung zusammen. Die Flokkpelletierung beschreibt Yusa als einen dreistufigen Prozeß, der sich aus der Suspensionsdestabilisierung durch Flockungsmittelzugabe, dem Partikeltransport durch Energieeintrag sowie der Partikelumordnung mit Aggregatkompaktierung durch mechanische Synärese zusammensetzt. Die Pelletierungsflockung ist ein Zweistufen-Dreielemente-Prozeß. Er besteht aus den Elementen: Destabilisierung der Sus-



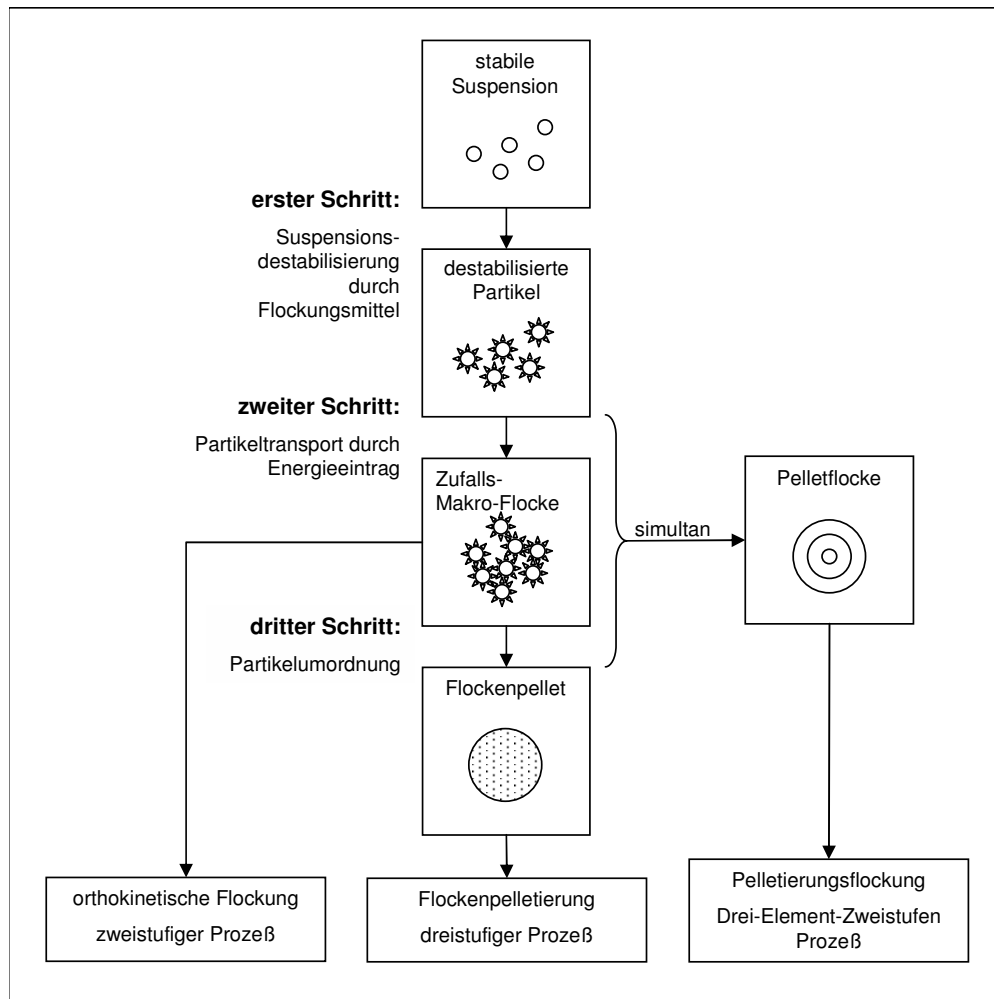


Abbildung 2-2: Die Prozeß-Modelle der Flockung und Pelletierungsflockung in Anlehnung an Yusa [11]

pension durch Flockungsmittelzugabe, Partikeltransport durch Energieeintrag sowie Partikelumordnung mit Aggregatkompaktierung durch mechanische Synärese. Die Suspensionsdestabilisierung ist die erste Stufe und Partikeltransport sowie -umordnung stellen die zweite Stufe dar. Im Unterschied zur Pelletierungsflockung laufen bei der Flockenpelletierung alle Schritte nacheinander ab [11].

Allen Verfahren gemein ist die Suspensionsdestabilisierung. Die Realisierung der nächsten Stufe entscheidet, ob sich eine Flockung oder eine Pelletierung anschließt. Durch den Partikeltransport durch Energieeintrag kommt es zur Makroflockenbildung. Eine daran anschließende mechanische Synärese führt zur Bildung von Flockenpellets. Eine Pelletierungsflockung ist nur dann möglich, wenn durch den Energieeintrag sowohl der Partikeltransport als auch die mechanische Synärese induziert wird.

Die Realisierung der unterschiedlichen Mechanismen hängt allein von der Prozeßführung ab. Es müssen die oben beschriebenen Stufen mit ihren entsprechenden Elementen Berücksichtigung finden. Verfahrenstechnisch sind alle Übergänge zwischen dem Serien- und dem Parallelmodell von Interesse. Bei der Realisierung der Pelletierungsflockung sollte idealerweise das Parallelmodell verwirklicht werden, da sich die entsprechenden Pelletflocken durch die höchste Dichte und Festigkeit auszeichnen. Bei diesem Modell erfolgt die Wasserabgabe aus der Pelletflocke während der Strukturbildungsphase. Pelletflockenaufbau und Aggregatentwässerung laufen parallel ab. Die dem System zugeführte Energie wird optimal genutzt.

Die Wege, die das Wasser bei der Teilentwässerung der Pelletflocken zurücklegen muß, sind wesentlich kürzer als bei Flockenpellets, die dem Serienmodell entsprechen. Flockenpellets werden nach Beendigung ihres Bildungsprozesses entwässert, d.h. das Wasser muß aus dem Inneren des Aggregates nach außen geführt werden, während beim Parallelmodell das Wasser nur aus der zuletzt angelagerten Schicht entfernt werden muß. Die für die Entwässerung notwendigen Kräfte sind im letzten Fall niedriger.

Es kann zum Bruch des Aggregates kommen, wenn die inneren Bindungskräfte zwischen den Partikeln, hervorgerufen durch das Flockungsmittel, geringer sind als die von außen wirkenden Kräfte, welche durch die mechanische Synärese induziert werden. Die Bindungskräfte zwischen den Partikeln, die beim Einsatz von anorganischen Flockungsmitteln entstehen, sind zu gering, um die Kräfte zu kompensieren, welche die Voraussetzung der mechanischen Synärese sind. Aus diesem Grund setzt die Pelletierungsflockung eine Konditionierung mit organischen Polymeren voraus.

Die Haftung der Partikel, die das Aggregat bilden, folgt der Brückenbildungstheorie. Yusa [5] schlägt vor, die mechanische Synärese in die von O'Melia postulierten sechs Reaktionen der Brückenbildungstheorie für polymere Flockungsmittel als siebte Reaktion aufzunehmen. Die sieben Reaktionen sind in der Abbildung 2-3 dargestellt.

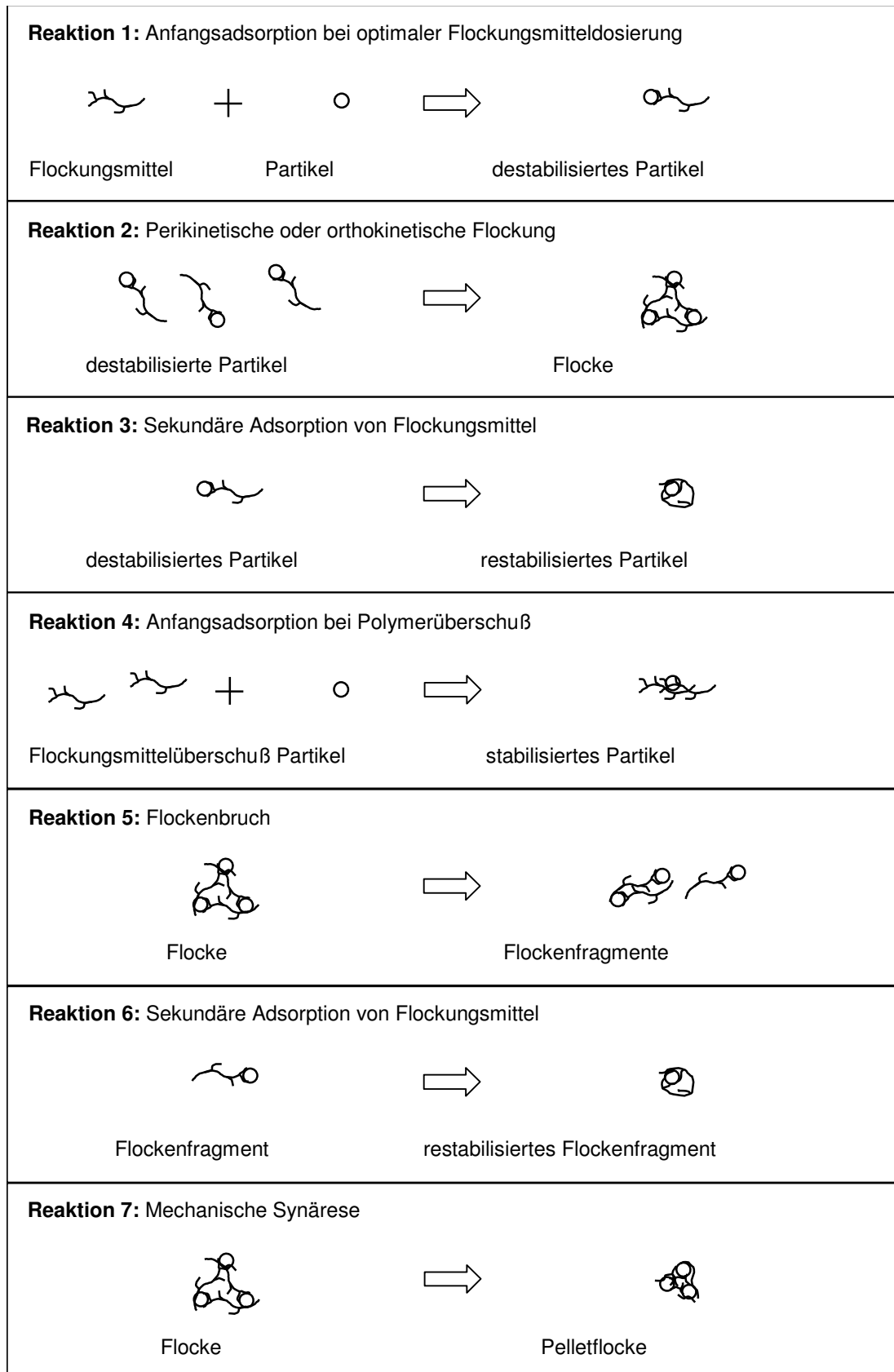


Abbildung 2-3: Die Reaktionen der Brückenbildungstheorie [5]

## **Abrolltechnik**

Für die Realisierung der mechanischen Synärese ist das Einwirken von Kräften auf die Pelletflocke erforderlich. Unter der Annahme, daß Pelletflocken elastische Kugeln sind, bildet sich beim Kontakt der Pelletflocke mit einer Unterlage eine Deformation am Kontaktpunkt aus. Auf die Pelletflocke wirken Kräfte, die gleichmäßig um den Kontaktpunkt verteilt sind und die mit der Entfernung von diesem abnehmen. Rollt die Kugel auf der Unterlage ab, verschiebt sich die Druckverteilung in Bewegungsrichtung. Diese dynamischen Kräfte bewirken das Herauspressen des Zwischenraumwassers und eine Strukturänderung in der Pelletflocke. Sie schrumpft und gleichzeitig vermehren sich die Kontaktstellen zwischen den Partikeln in der Pelletflocke. Dadurch weist sie einen höheren Feststoffgehalt und somit auch eine höhere Dichte sowie eine höhere Festigkeit auf [3].

## **Kollisionstechnik**

In einem Pelletflockenkollektiv kommt es zu Kollisionen zwischen Aggregaten, wie auch zwischen Aggregat und Reaktorwand, wodurch eine Scherbeanspruchung zwischen den Primärpartikeln im Aggregat entsteht. Die Primärpartikel im Aggregat werden umgeordnet und ihre Kontaktstellenzahl nimmt zu. Dadurch wird Zwischenraumwasser herausgepreßt und die Pelletflocke schrumpft und verfestigt sich [3]. Die Beanspruchung der Pelletflocken während des Stukturbildungsprozesses läßt sich durch entsprechende Reaktorgestaltung beeinflussen, besonders durch die Geometrie und die Strömungsform. Vorteilhaft ist ein Reaktor, der eine große Abrollfläche besitzt, da die Aggregate durch das Abrollen im Vergleich zu Kollisionen gleichmäßig beansprucht werden. Die Pelletflocke weist dann eine gleichmäßigere innere und äußere Struktur auf.

## **2.2 Reaktorsysteme**

Die bisherigen Untersuchungen zur Pelletierungsflockung wurden in unterschiedlichen Reaktorsystemen durchgeführt. Zu diesen gehören:

- Rührkessel [8, 9, 10, 12, 13, 15],
- Zylinderreaktor [1, 3, 4, 5],
- Zylinderspaltreaktor [17, 33] und

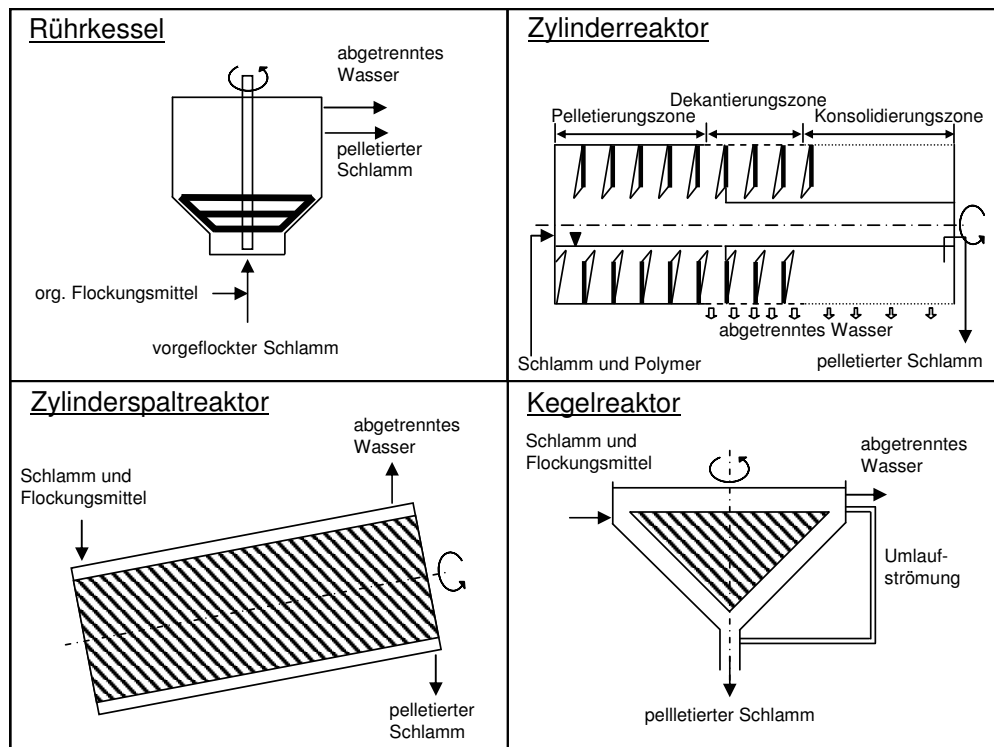


Abbildung 2-4: Reaktorsysteme für die Pelletierungsflockung [9, 3, 45]

- Kegelreaktor [2, 14].

Die verschiedenen Reaktoren sind in der Abbildung 2-4 dargestellt.

## Rührkessel

Der Pelletierungsreaktor, Sludge Blanket Clarifier [8, 9], wird als kontinuierlicher Rührkessel mit langsam drehendem Gitterrührer betrieben. Der Reaktor wird von unten nach oben durchströmt. Der zu behandelnde Schlamm wird in einem vorgeschalteten Mischreaktor mit anorganischen Flockungsmitteln destabilisiert. Es bilden sich Mikrofloken, die kurz vor Eintritt in den Pelletierungsreaktor mit organischem Flockungsmittel versetzt werden. Im Reaktor bildet sich ein Pelletflockenfließbett aus.

In dem Fließbett werden im Anfahrzustand aus den Mikrofloken durch Aneinanderlagerung lose voluminöse Floken gebildet, die durch Kollision miteinander und Abrollen untereinander durch mechanische Synärese verdichtet werden. Im stationären Zustand werden an diese Flokenpellets schichtweise Mikrofloken angelagert und verdichtet: Es entstehen Pelletflocken.

Eine Pelletierungsflockung und die Ausbildung eines Pelletflockenbettes kann in dieser Art von Reaktor nur erreicht werden, weil hier eine Verweilzeittrennung von flüssiger und fester Phase erfolgt. Die flüssige Phase durchströmt den Reaktor schneller als die feste. Es ist fraglich, ob hier wirklich eine Pelletierungsflockung erfolgt, oder ob es im unteren Teil des Fließbettes zu Anlagerungsvorgängen kommt mit nachfolgender Verdichtung der Aggregate auf ihrem Weg durch das Fließbett zum Austrag. Bei der Behandlung von Kaolinschlämmen mit nichtionogenen Flockungsmitteln konnten in diesem Reaktorsystem Feststoffgehalte im Fließbett von bis zu 120 g/l erzielt werden, bei der Behandlung von Abwässern aus der Papierindustrie von 16 g/l [8, 9]. Ein ähnlicher Pelletierungsreaktor wird von Watanabe et.al. [15] beschrieben. Bei der Behandlung von Schlämmen aus der kommunalen Abwasserbehandlung wurden in diesem Reaktor Feststoffgehalte von bis zu 3,5 % erreicht.

Higashitani et.al. haben in einem diskontinuierlich betriebenen klassischen Rührreaktor Grundlagenuntersuchungen zur Pelletierungsflockung durchgeführt. Die Autoren führen aus, daß die Bildung von Pelletflocken von den Randbedingungen der Versuchsführung, wie Flockungsmittelart und -menge, Partikelkonzentration in der Suspension sowie Energieeintrag, abhängig ist [12, 13].

## **Zylinderreaktor**

Yusa [1, 5] setzt als Laborreaktor einen Zylinderreaktor ein. Dieser wird mit einer vorgeflockten Kaolinsuspension vollständig befüllt und anschließend 15 Minuten lang bei einer Drehzahl von 5 U/min (Umfangsgeschwindigkeit von 2,3 m/min) in Rotation um die eigene Achse versetzt. Der Feststoffvolumenanteil der Aggregate beträgt im Mittel 22 %. Bei diesen Untersuchungen handelt es sich um eine Flockenpelletierung, da die Suspension, die in den Reaktor gefüllt wird, vorgeflockt ist und sich hier schon Flocken gebildet haben. Im Laufe des Versuches besteht nur die Möglichkeit, daß sich diese klassischen Flocken aneinanderlagern und Flocken und Flockenverbände bilden, die im Anschluß durch mechanische Synärese verdichtet werden.

Für die technische Anwendung [3, 4, 6, 7] wurde der Dehydrium oder Aquapelle-tizer entwickelt. Der Zylinderreaktor dreht sich um seine waagerechte Achse und besteht aus drei Zonen: der Pelletierungszone, der Dekantierzone und der Konsolidierungszone. Der Reaktor wird mit vorgeflocktem Schlamm beaufschlagt. In der

Pelletierungszone werden klassische Flocken gebildet, die gegeneinander abrollen und miteinander kollidieren können und sich dadurch verfestigen. In der Dekantierungszone kann das abgetrennte Wasser durch Schlitze in der Außenhaut abfließen. In der Konsolidierungszone wird die Verfestigung durch mechanische Synärese abgeschlossen. Es handelt sich hier um eine Flockenpelletierung, bei der klassische Flocken verdichtet werden. Um eine Pelletierungsflockung zu realisieren, hätte dem Reaktor Flockungsmittel sowie weitere Suspension über die Länge der Pelletierungszone konstant zugegeben werden müssen, damit ein schichtweiser Aufbau der Aggregate hätte erfolgen können. Der Feststoffgehalt des ausgetragenen Materials beträgt 20–30 % bei der Behandlung von Tonschlämmen und 45–50 % bei der Behandlung von Abwässern aus der Steinkohlenaufbereitung.

### **Zylinderspaltreaktor**

Als weiterer Reaktor für eine Pelletierungsflockung ist der Zylinderspaltreaktor zu nennen. Im Rahmen eines Forschungsprojektes wurde dieser Reaktor zur Behandlung von Klärschlämmen aus der kommunalen Abwasserbehandlung eingesetzt [17, 33, 45]. Die Reaktorart ist aus Untersuchungen zur Flockung bekannt [30, 31, 32].

Der Zylinderspaltreaktor besteht aus zwei coaxialen Zylindern, von denen der innere als Rührer ausgebildet ist. Reaktorwand und Rührer begrenzen den ringspaltförmigen Reaktorraum. Der Reaktor wird waagrecht oder unter einem bestimmten Winkel zur Waagerechten kontinuierlich betrieben. In der Ringspaltströmung treten die für die Pelletierungsflockung notwendigen Strömungskräfte auf. Dieser Reaktortyp zeichnet sich durch Bildung von Taylorwirbeln aus, die eine vorteilhafte Strömungsform für die Pelletierungsflockung darstellen. In den Wirbeln kommt es zusätzlich zum Abrollen an der Reaktorwand, zu Kollisionen und zum Abrollen der Aggregate untereinander [19, 33]. Zur Realisierung der Flockenpelletierung wird der Reaktor mit vorgeflockten Schlämmen beaufschlagt. Soll hingegen die Pelletierungsflockung in diesem Reaktor verwirklicht werden, so müssen Flockungsmittel und Suspension durch zusätzliche Aufgabestellen über die Reaktorlänge zugeführt werden, damit ein schichtweiser Aufbau der Aggregate erfolgen kann. Die erreichbaren Feststoffgehalte der Flockenpellets in diesem Reaktortyp liegen bei ca. 10–12 % bei der Konditionierung von Klärschlämmen [33].

## Kegelreaktor

Der Kegelreaktor wurde zur Behandlung von kommunalen Klärschlämmen an der TH Köthen entwickelt [2, 16, 14]. Der Reaktor besteht aus zwei coaxial angeordneten Kegeln. Der innere Kegel ist als Rührer ausgebildet. Der sich nach unten verjüngende Reaktorraum ist der Ringspalt, begrenzt von Reaktorwand und Rührer. Flockungsmittel und Schlamm werden dem Reaktor über einen statischen Mischer knapp unterhalb des Kegelrührers zugeführt. Der Austrag der Aggregate erfolgt am unteren Ende des Reaktors. Das abgetrennte Schlammwasser wird oben abgezogen. Zusätzliches Flockungsmittel kann über weitere Zugabestellen zugeführt werden, die über die Reaktorhöhe verteilt sind. Der Kegelreaktor weist folgende für die Pelletierungsflockung vorteilhafte Merkmale auf [2]:

- eine konische Pelletierzone, auf der die Pellets in kreisenden Bewegungen auf der Pelletierfläche abrollen,
- eine definierte Schlaufenströmung, die in dem Ringspaltraum aufwärts und in einer externen Umlaufströmung abwärts gerichtet ist, so daß nicht verbrauchtes Flockungsmittel und Schlamnteilchen der Pelletierzone wieder zugeführt werden können,
- die Steuerung des Prozesses wird durch den speziellen Kegelrührer vorgenommen. Er erzeugt nicht nur die Zirkulationsströmung, sondern auch die Strömungskräfte, die zur Realisierung der mechanischen Synärese notwendig sind.

Bei diesem Reaktor wird wie bei dem Sludge Blanket Clarifier [8, 9] eine Verweilzeittrennung von flüssiger und fester Phase verwirklicht. Die Pelletflocken werden im Reaktor solange zurückgehalten, bis sie die gewünschten Eigenschaften aufweisen. Durch die spezielle Geometrie des Reaktorraumes nimmt die Aufstromgeschwindigkeit von oben nach unten zu, so daß Aggregate einer bestimmten Größe auf einer bestimmtem Höhe im Reaktor gehalten werden: kleine verharren oben, große wandern nach unten. Hier erfahren sie auch entsprechende Zentrifugalkräfte, die aufgrund der Verjüngung des Reaktors von oben nach unten abnehmen, so daß kleine Aggregate stärker beansprucht werden als große.

Auch in diesem Reaktor lassen sich sowohl Flockenpellets als auch Pelletflocken herstellen. Wird der Schlamm vorgeflockt in den Reaktor gegeben und weiterhin weder Flockungsmittel und noch Schlamm über die Reaktorhöhe zugeführt, so entste-



hen Flockenpellets. Bei zusätzlicher Beaufschlagung des Reaktors mit Flockungsmittel und Schlamm über seine Höhe erfolgt eine Pelletierungsflockung.

Im Kegelreaktor konnten bei der Behandlung unterschiedlicher Schlämme Feststoffgehalte der Aggregate von 15 – 35 % erreicht werden [17].

## 2.3 Einflußgrößen der Pelletierungsflockung

Der Prozeß der Pelletierungsflockung wird, analog zum Flockungsprozeß, durch die in Tabelle 2-1 dargestellten Parameter beeinflusst [2, 26].

Zur Untersuchung der Pelletierungsflockung müssen die verfahrenstechnischen Einflußgrößen aufeinander abgestimmt werden. Ausgehend vom eingesetzten Stoffsystem, das durch die stofflichen Einflußgrößen gekennzeichnet ist, erfolgt die Abstimmung durch die Wahl des Reaktortyps, der Prozeßführung und der Betriebsparameter. Die Pelletflocken lassen sich durch ihre Dispersitätseigenschaften charakterisieren, welche die Grundlage für die anwendungsrelevanten Eigenschaften wie Entwässerungs- oder Absetzverhalten darstellen.

Tabelle 2-1: Problemstruktur hinsichtlich der Optimierung der Pelletierungsflockung

<b>Stoffliche Einflußgrößen</b>	Trockensubstanzgehalt organischer Trockensubstanzgehalt Ladungszustand Leitfähigkeit Dispersität pH-Wert
<b>Verfahrenstechnische Einflußgrößen</b>	Prozeßführung Durchsatz Flockungsmittel Flockungsmittelkonzentration Energieeintrag Reaktorsystem
<b>Dispersitätseigenschaften der Pelletflocken</b>	Größenverteilung Stabilität Zwischenraumvolumen / Trockensubstanzgehalt
<b>Anwendungsrelevante Eigenschaften der Pelletflocken</b>	Entwässerungseigenschaften, Absetzeigenschaften

Ide et.al. [8] stellten bei ihren Untersuchungen fest, daß ein Mindestfeststoffgehalt der Ausgangssuspension bzw. ein Mindestfeststoffgehalt in der Pelletierzone des Reaktors die Voraussetzung für eine Pelletierungsflockung ist.

Higashitani et.al. [13] haben die Pelletierungsflockung von Latexpartikelsuspensionen im Hinblick auf die Suspensionskonzentration, Flockungsmittelkonzentration, Molmasse und Ladungsdichte von Flockungsmitteln sowie auf den Energieeintrag untersucht. Ihre Ergebnisse zeigen auf, daß bei geringer Flockungsmittelmenge Mikroflocken und bei hoher Flockungsmittelmenge voluminöse Flocken gebildet werden. Nur in einem engen intermediären Bereich werden Pelletflocken gebildet. Gleiche Beobachtungen haben sie in bezug auf die Konzentration der Suspension gemacht. Des weiteren kommt es bei einem Flockungsmittel mit niedriger Ladungsdichte nur zur klassischen Flockung, nicht zu Pelletierungsflockung.

Aufgrund dieser Erkenntnisse haben Higashitani et.al. [13] eine empirische Beziehung abgeleitet, die den Volumenanteil der Partikel bei der kritischen Partikelkonzentration als Funktion von Flockungsmittelkonzentration, Avogadrokonstante, Ladungsdichte des Flockungsmittels, Anfangspartikelkonzentration und Molmasse des Flockungsmittels darstellt:

$$\phi_{pt} = 4 \cdot 10^{-5} \frac{C_p \cdot N_A}{p \cdot N_0 \cdot M} \quad (\text{Gleichung 2-1})$$

Bei einer höheren Konzentration als der kritischen kommt es zur Bildung von Pelletflocken. Bei ihren Untersuchungen beobachteten sie die Bildung von voluminösen unregelmäßigen Flocken, die im Verlauf des Versuchs Mikroflocken absorbieren. Anschließend nimmt die Größe der Aggregate ab, ihre Form ändert sich von unregelmäßig zu kugelförmig, ohne daß sich aber ihre Anzahl verändert. Die Versuchsbeschreibung deutet daraufhin, daß bei diesen Versuchen Flockenpellets gebildet werden, d.h. Flockung mit anschließender mechanischer Synärese. Entsprechende Ergebnisse wurden auch bei Untersuchungen mit Kaolinsuspensionen erreicht [12]. Aufgrund ihrer Untersuchungsergebnisse unterteilen die Autoren die gebildeten Aggregate in Mikroflocken, Pelletflocken, diese zusätzlich in kleine ( $\phi = 1 - 5 \text{ mm}$ ) und große Pelletflocken ( $\phi > 5 \text{ mm}$ ) sowie voluminöse Flocken (vgl. Abbildung 2-5). Diese Unterteilung ist das Ergebnis der Untersuchung der Pelleteigenschaften: Dichte, Sedimentationsgeschwindigkeit, Filtrierbarkeit und Trocknung.

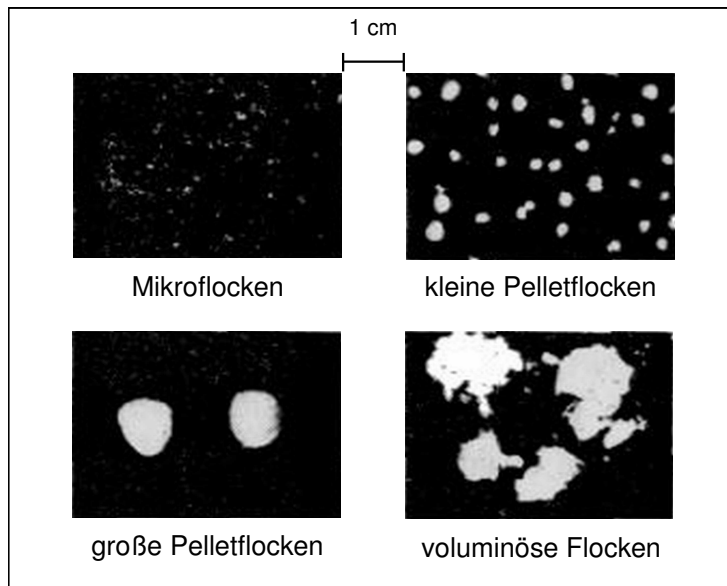


Abbildung 2-5: Aggregatmorphologien [12]

Das Zusammenspiel der unterschiedlichen Einflußgrößen bedingt die Komplexität des Verfahrens "Pelletierungsflockung". Da in den bisherigen Untersuchungen zur Pelletierungsflockung mit sehr verschiedenartigen Stoffsystemen, Reaktorsystemen sowie Prozeßführungen vornehmlich empirisch gearbeitet wurde, ist es schwierig, die Erkenntnisse aus diesen Untersuchungen auf eine gemeinsame Grundlage zu stellen, die als Basis für weitere Untersuchungen zur Pelletierungsflockung dienen kann.

Grundsätzlich zeigen die bisherigen Untersuchungen, daß eine Pelletierungsflockung ein genaues Einstellen der verfahrenstechnischen Einflußgrößen wie Flockungsmittelart und -konzentration, Durchsatz, Energieeintrag und Prozeßführung voraussetzt. Anderenfalls wird nur eine klassische Flockung erreicht, und die Vorteile der Dispersitätseigenschaften von Pelletflocken können nicht genutzt werden.

## 2.4 Pelletflockeneigenschaften

Pelletflocken lassen sich durch ihre Größe, Form, Dichte und Festigkeit charakterisieren. Diese Eigenschaften unterscheiden sie von Flocken. In der Tabelle 2-2 sind die Eigenschaften von Pelletflocken und Flocken gegenübergestellt.

Tabelle 2-2: Vergleich der Eigenschaften von Flocken und Pelletflocken

Eigenschaft	Flocken	Pelletflocken
Größe	bis ca. 2 mm	bis ca. 10 (20) mm
Form	unregelmäßig	annähernd kugelförmig
Dichte [18, 21]	ca. 1,001-1,01 g/cm <sup>3</sup>	um 1,1 g/cm <sup>3</sup>
Festigkeit	niedrig	hoch
Relevante Pelletflockeneigenschaften	Absetzgeschwindigkeit	
	gering	hoch
	Entwässerbarkeit	
	befriedigend	gut
	Verformung bei Zwischenwasserabgabe	
	stark	gering

Pelletflocken können um eine Zehnerpotenz größer sein als Flocken. Auch die Dichte von Pelletflocken liegt wesentlich höher als die Dichte von klassischen Flocken. Zusätzlich haben Pelletflocken eine kugelhähnliche Gestalt. Diese Kombination von Eigenschaften erklärt ihr hervorragendes Absetzverhalten. In der Abbildung 2-6 sind Schnitte durch eine Flocke und durch eine Pelletflocke dargestellt. Der markante Unterschied der inneren Struktur der Aggregate ist hier eindrucksvoll zu sehen.

#### 2.4.1 Pelletflockenstruktur

Die Pelletflockenstruktur wurde bisher noch nicht systematisch untersucht. Auf dem Gebiet der Flockung sind einige Modellvorstellungen zur Flockenstruktur bekannt. Pelletflocken stellen eine spezielle Form von Flocken dar. Für die Charakterisierung der Pelletflockenstruktur können die bekannten Größen aus der Flockung herangezogen werden. Der Prozeß der Pelletierungsflockung kann wie der Flockungsprozeß durch die Gleichung 2-2 beschrieben [27]:

$$\frac{\partial x}{\partial t} = \underbrace{\frac{\partial x}{\partial N}}_1 \cdot \underbrace{\frac{\partial N}{\partial t}}_2 \quad (\text{Gleichung 2-2})$$

Der erste Teil (1) der Gleichung 2-2 beschreibt die Struktur als Zusammenhang zwischen der Partikelgröße  $x$  und der Anzahl der Primärteilchen  $N$  und der zweite Teil (2) der Gleichung die Kinetik des Prozesses als Zusammenhang zwischen der Anzahl der Primärpartikel  $N$  und der Zeit  $t$ .

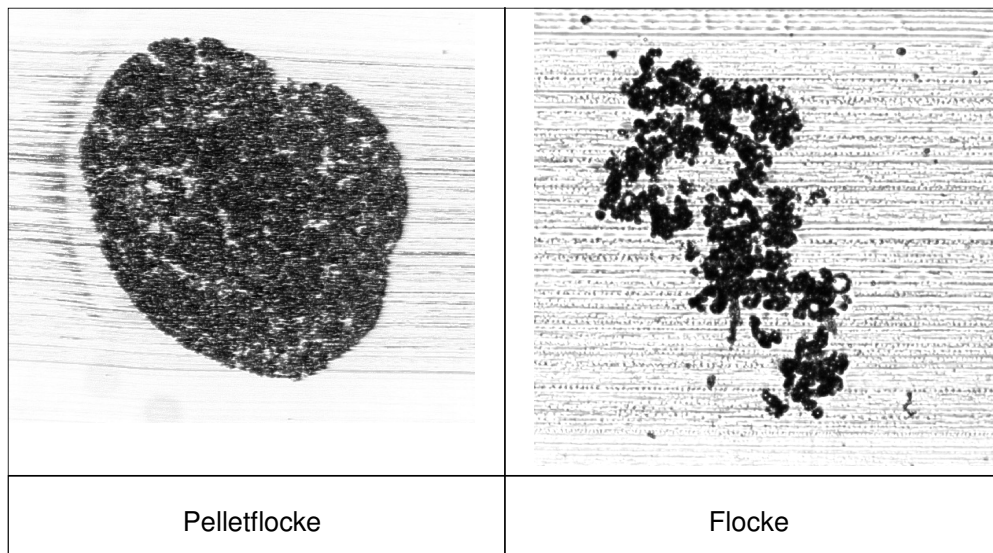


Abbildung 2-6: Pelletflocke und Flocke im Schnitt [41]

Für die Optimierung des Flockungsprozesses wie auch des Pelletierungsprozesses ist die Struktur der Aggregate von entscheidender Bedeutung. Sie wirkt sich z.B. auf einen nachgeschalteten Entwässerungsprozeß hinsichtlich der Zeitdauer und des Ergebnisses aus.

In der Literatur [21, 24] finden sich Ansätze zur Beschreibung der inneren Struktur von Flocken. Sie basieren auf dem Feststoffvolumenanteil oder auf der effektiven Dichte der Flocken. Die effektive Dichte ist die Differenz der Dichte der Flocke und der Dichte des sie umgebenden Fluids. Sie wird herangezogen, da die Dichteunterschiede bei Flocken sehr klein sind.

Der empirische Zusammenhang zwischen Flockengröße  $d_F$  und Flockendichte  $\rho_e$  [21] bzw. Feststoffvolumenanteil  $(1 - \varepsilon)$  [24] lautet:

$$(1 - \varepsilon) = c \cdot d_F^{-k_p} \quad (\text{Gleichung 2-3})$$

$$\rho_e = \rho_F - \rho_W = \frac{a}{d_F^K} \quad (\text{Gleichung 2-4})$$

Die Konstanten  $c$ ,  $k_p$ ,  $a$  und  $K$  berücksichtigen die Flockungsbedingungen, wie Flockungsmittelart und -konzentration, Suspensionsart und -konzentration sowie den Energieeintrag.

Als Grundlage für die Zusammenhänge von Flockengröße und Flockendichte werden die Flocken vereinfacht als Kugeln betrachtet. Reale Flocken sind aber Gebilde von unregelmäßigem Aufbau, sowohl hinsichtlich der äußeren Kontur, als auch ihrer inneren Struktur (vgl. Abbildung 2-6). Um diesem Sachverhalt Rechnung zu tragen, sind Ansätze zur Darstellung des Zusammenhanges der Flockendichte und -größe gemacht worden, wobei die Flocke als fraktale Struktur beschrieben wurde. Die Beziehung zwischen Aggregatmasse und Aggregatgröße lautet [25]:

$$m = f(L^{D_F}) \quad (\text{Gleichung 2-5})$$

Je offener die Flockenstruktur ist, desto kleiner ist die fraktale Dimension  $D_F$ . Auf die fraktale Beschreibung von Flocken soll hier nicht weiter eingegangen werden, da die Probleme, wie die Bestimmung ihrer Größe oder die Umrechnung der gemessenen Sinkgeschwindigkeit in die Dichte, bei Pelletflocken nur in geringerem Ausmaß auftreten.

Die Bestimmung der Flockengröße erfolgt über den Äquivalenzdurchmesser einer projektionsflächengleichen Kugel. Diese Methode birgt erhebliche Fehler, da Flocken in ihrer Gestalt stark von der Kugelform abweichen. Pelletflocken sind aufgrund ihres Bildungsprozesses der Kugelform sehr nahe. Der Fehler der auftritt ist wesentlich kleiner, so daß der Äquivalenzdurchmesser der projektionsflächengleichen Kugel für Pelletflocken gut geeignet ist.

Die Bestimmung der Flockendichte  $\rho_F$  erfolgt zum einen über die Bestimmung des Äquivalenzdurchmessers, zum anderen über die Messung der Sedimentationsgeschwindigkeit  $v_S$  der Aggregate [21]. Bei der Umrechnung der Sedimentationsgeschwindigkeit in die Dichte, nach Gleichung 2-6, wird vereinfachend angenommen, daß Flocken nicht durchströmt werden. Dies ist bei ihrem losen Aufbau nicht erwiesen. Pelletflocken hingegen sind größer und dichter, ihr Sedimentationsverhalten nähert sich stark dem einer idealen, nichtdurchströmten Kugel an.

$$v_S = \left[ \frac{4}{3} \frac{g}{c_W} \left( \frac{\rho_F - \rho_W}{\rho_W} \right) d_F \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Gleichung 2-6})$$

Die Beschreibung der Dichte über die oben genannten Beziehungen kann für Pelletflocken angewendet werden.

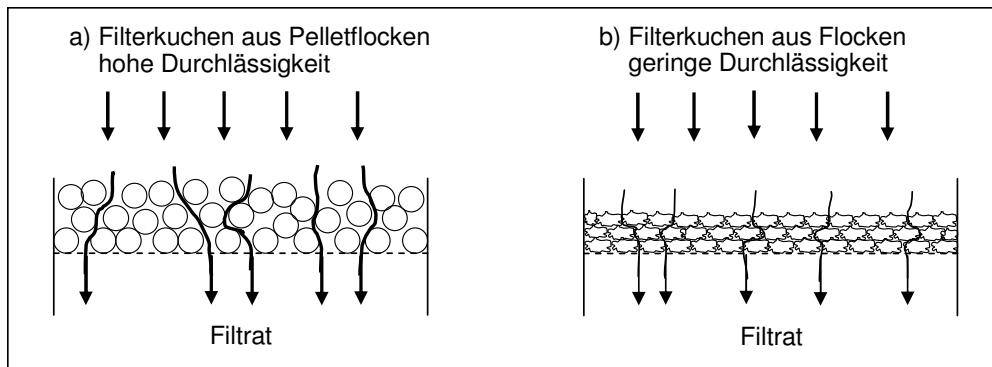


Abbildung 2-7: Fest-Flüssig-Trennung von Pelletflocken und Flocken

### 2.4.2 Entwässerungsverhalten von Pelletflocken

Für die Fest-Flüssig-Trennung bietet sich bei Schlämmen, die einer Pelletierungsflockung unterzogen wurden, die Schwerkraftentwässerung an. Sie wird mit einer Druckentwässerung gekoppelt, wenn höhere Entwässerungsgrade gefordert sind.

Bei der Schwerkraftentwässerung verhalten sich die Pelletflocken wie ein Haufwerk, das von dem abgetrennten Schlammwasser durchströmt wird. Die Wasserabgabe erfolgt schneller, je poröser und stabiler das Haufwerk ist, d.h. je größer, enger verteilt, der Kugelform näher und stabiler die Pelletflocken sind. (vgl. Abbildung 2-7a) Bei geflockten Schlämmen kommt es bei einer mechanischen Entwässerung zu einer Verformung und teilweisen Zerstörung der amorphen Flocken, so daß die Durchlässigkeit der auf dem Filtermittel befindlichen Feststoffschicht sinkt. Die Fest-Flüssig-Trennung läuft langsam ab. Dies ist in Abbildung 2-7b verdeutlicht [22].

Bei der Pelletierungsflockung läuft das freie Schlammwasser ohne größeren Widerstand durch das Haufwerk. Physikalisch läßt sich der Vorgang entsprechend der Darcy-Gleichung beschreiben [37]:

$$\bar{w} = \frac{B \cdot \Delta p}{\eta \cdot l} \quad \text{für} \quad Re < 1 \quad (\text{Gleichung 2-7})$$

mit

$$B = \frac{\bar{\chi}^2}{const(\varepsilon)} \quad (\text{Gleichung 2-8})$$

Die Schwerkraftentwässerung ist maßgeblich von der inneren Geometrie der Schüttung abhängig. Die Durchströmungsgeschwindigkeit steigt bei konstanter Packungslänge, wenn die Durchlässigkeit hoch ist, d.h. die Pelletflocken und damit die Porenweiten groß sind. Allerdings nimmt auch die innere Porosität und damit der Feuchtegehalt der Pelletflocken mit deren Größe zu. Dieser Einfluß ist um so stärker, je weiter der Pelletierungsprozeß von einer idealen Pelletierungsflockung abweicht.

Zusammenfassend kann für die bisherigen Untersuchungen zur Pelletierungsflockung festgestellt werden, daß die Arbeiten überwiegend empirischer Natur sind. Es wurden unterschiedliche Reaktorsysteme für den Einsatz bei der Pelletierungsflockung entwickelt.

Die wichtigsten Merkmale eines Pelletierungsreaktors sind:

- Trennung der Verweilzeit von flüssiger und fester Phase,
- Abrollen der Aggregate auf einer möglichst großen Pelletierfläche und ihre Beanspruchung in einer Strömung, unterstützt von Zentrifugalkräften oder
- Kollision und Abrollen der Aggregate untereinander, hervorgerufen durch einen langsam drehenden Blattrührer.

Allen bisherigen Untersuchungen gemeinsam ist der Einsatz von organischen hochpolymeren Flockungsmitteln. Derartige Flockungsmittel erzeugen zwischen den Partikeln eines Aggregates höhere Bindungskräfte als anorganische. Die stärkere Bindung ist eine Voraussetzung dafür, daß die Aggregate einer mechanischen Synärese, d.h. einer Beanspruchung durch externe Kräfte unterzogen werden können.

Theoretisch betrachtet, kann in einigen der besprochenen Reaktoren eine Pelletierungsflockung stattfinden. Zwar hat Kobayashi et. al. [10] versucht, den Schichtenaufbau von Pelletflocken durch Anfärben nachzuweisen, und dabei Hinweise auf diesen Aufbau gewonnen. Eine eindeutige Aussage, ob in diesem Fall die Pelletierungsflockung nach dem von Yusa postulierten Parallelmodell abgelaufen ist, ist jedoch bisher noch nicht möglich.



## 3 Material und Methoden

### 3.1 Versuchsmaterial

Für die Untersuchungen zum schichtweisen Anlagerungsprozeß von Primärpartikeln an einen Keim wurden als Materialien eingesetzt: Primärpartikelsuspensionen, Flockungsmittellösungen und Pelletkeime. Die Pelletkeime müssen folgenden Anforderungen genügen:

- Beständigkeit gegenüber Wasser, Flockungsmittel und Ultraschall,
- definierte Größe,
- Fixierungsfähigkeit an einer Halterung,
- Adsorptionsfähigkeit von Flockungsmittel an der Keimoberfläche,
- Abtrennbarkeit der Primärpartikel und des Flockungsmittels von der Keimoberfläche durch Ultraschall.

Ein wesentliches Merkmal zur Unterscheidung von Flocken und Pelletflocken ist ihre Größe. In der Literatur werden Aggregate bis zu einem Durchmesser von 10 mm beschrieben [17]. Aus diesem Grund werden Keime mit Durchmessern von 1,5–10 mm gewählt. Die Eigenschaften der Pelletkeime sind in Tabelle 3-1 aufgeführt.

Tabelle 3-1: Eigenschaften der Pelletkeime

Durchmesser [ $\mu\text{m}$ ]	Standardabweichung [ $\mu\text{m}$ ]	Dichte [ $\text{kg/m}^3$ ]
1518	41,89	2500 Material Glas
2008	22,14	
2992	51,73	
4053	48,25	
4851	41,87	
6000	-	
8000	-	
10000	-	

Tabelle 3-2: Eigenschaften der Primärpartikelsysteme

<b>Feststoff</b>	<b>Ballotini</b>	<b>Kaolin</b>
<b>Primärpartikelgröße [<math>\mu\text{m}</math>]</b>	< 32	< 32
<b>Modalwert [<math>\mu\text{m}</math>]</b>	6	8
<b>Standardabweichung [<math>\mu\text{m}</math>]</b>	11	8
<b>Dichte [<math>\text{kg/m}^3</math>]</b>	2500	2650
<b>Ladungsdichte*) [<math>\mu\text{eq/g}</math>]</b>	1,503	9,067

\*) gemessen mit PCD 03 in Kombination mit Ladungstitration

Für die Untersuchungen zum Anlagerungsprozeß von Primärpartikeln an Pelletkeimen wurden zwei unterschiedliche Suspensionen mineralischer Schüttgüter eingesetzt: Ballotini und Kaolin. Ballotini sind Alkaliglasskugeln. Die Wahl der Modellsubstanz fiel auf Ballotini und Kaolin, weil beide in der Flockungstechnik, das Kaolin auch in Untersuchungen zur Pelletierungsflockung, sehr verbreitet sind. Sie ermöglichen den Vergleich mit Ergebnissen anderer Autoren. Die Eigenschaften der Partikelsysteme sind in der Tabelle 3-2 aufgelistet.

Die Partikelgrößenvolumenverteilung der Ballotini besitzt einen Modalwert von  $6 \mu\text{m}$  und eine maximale Primärpartikelgröße von  $32 \mu\text{m}$ . Aus Vergleichsgründen wurde für Kaolin eine Fraktion  $< 32 \mu\text{m}$  durch Siebung hergestellt. Aus den Ballotini- bzw. den Kaolinpartikeln wurden Suspensionen einer Konzentration von  $10 \text{ g/l}$  angesetzt. Um eine vollständige Desagglomeration zu gewährleisten, wurden die Suspensionen eine Stunde intensiv gerührt.

Die Flockungsmittel, die im Rahmen der Untersuchungen zur schichtweisen Anlagerung von Primärpartikeln an einen Keim eingesetzt wurden, sind synthetische, hochmolekulare organische Polymere. Organische Flockungsmittel hatten sich in vorangegangenen Untersuchungen als Voraussetzung für die Durchführung einer Pelletierungsflockung herausgestellt. Ihr Bindemechanismus kann über den Brückenbildungsmechanismus erklärt werden [5, 29, 34]. In der Tabelle 3-3 sind die Eigenschaften der eingesetzten Flockungsmittel dargestellt.

Die Flockungsmittel liegen in pulveriger Form vor. Für die Arbeitslösungen wurde das Flockungsmittel in destilliertem Wasser entsprechend der gewünschten Konzentration ( $0,1$ ,  $0,05$  und  $0,01 \%$ ) gelöst. Die Lösung mußte eine Stunde reifen, damit sich die Makromoleküle entfalten konnten. Die Moleküle liegen in konzentrierter wässriger Lösung in Knäulform vor und in den Gebrauchslösungen liegen sie in langket-

Tabelle 3-3: Eigenschaften der Flockungsmittel

Flockungsmittel	Sedipur CF 403 [40]	Cytec C 442 [39]	Zetag 92 [43]	Cytec C491 [39]
Hersteller	BASF	Cytec Industries	Colloids GmbH	Cytec Industries
Ionogenität	kationisch	kationisch	kationisch	kationisch
Molekulargewicht	ca. 6 Mio	ca. 6 Mio	hoch	>20 Mio
Ladungsdichte	ca. 40 %	ca. 20 %	mittel	schwach
Ladungsdichte*)	1536 $\left[\frac{\mu\text{eq}}{\text{g}}\right]$	1167 $\left[\frac{\mu\text{eq}}{\text{g}}\right]$	1392 $\left[\frac{\mu\text{eq}}{\text{g}}\right]$	723 $\left[\frac{\mu\text{eq}}{\text{g}}\right]$

\*)gemessen mit PCD 03 in Kombination mit Ladungstitration

tiger entknäulter Form vor [29, 34]. Für die Versuche im Rührreaktor wurde eine 0,1 %ige Kaolinsuspension eingesetzt. Die Partikelgrößenverteilung des Kaolins war die gleiche wie die, welche für die Untersuchungen zur schichtweisen Anlagerung von Kaolin und Flockungsmittel an einen Keim verwendet wurde (vgl. Tabelle 3-2). Die verwendete Flockungsmittellösung hatte eine Konzentration von 0,1 %. In den Versuchen kamen die Flockungsmittel Zetag 92 und Cytec C491 zum Einsatz. Ihre Eigenschaften sind in Tabelle 3-3 aufgelistet.

Für die Untersuchungen im Drehrohrreaktor wurde als Partikelsystem Kaolin eingesetzt. Es weist einen mittleren Durchmesser ( $d_{50}$ ) von  $32,33 \mu\text{m}$  auf. Der Feststoffgehalt der eingesetzten Suspension beträgt 3 %. Als Flockungsmittel wurde nach Vorversuchen das kationische hochmolekulare (Molmasse > 20 Mio.) Flockungsmittel C491 der Firma Cytec [39] eingesetzt. Es besitzt eine niedrige Ladungsdichte. 10 % der Monomeren sind kationisch geladen.

## 3.2 Untersuchungsmethoden

### 3.2.1 Bestimmung der Pelletflockengröße

Die Bestimmung der Pelletflockengröße der Aggregate bei den Versuchen zur Anlagerung diskreter Primärpartikelschichten und bei den Versuchen im Rührreaktor erfolgte bildanalytisch. Dazu wird die Pelletflocke in eine Petrischale mit destilliertem Wasser gegeben. Das Partikelgefüge des Aggregates um den Keim besteht außer aus Primärpartikeln und Flockungsmittel aus Wasser. Durch das Wasser in

der Petrischale soll verhindert werden, daß sich die Pelletflockengröße durch Austreten von Wasser oder Verdunstung während der Messung verändert. Die Ausrichtung der Pelletflocken in der Petrischale war zufallsbedingt. Die Digitalisierung der zu vermessenden Pelletflocke erfolgte mit dem in Abbildung 3-1 schematisch dargestellten Bildanalysesystem.

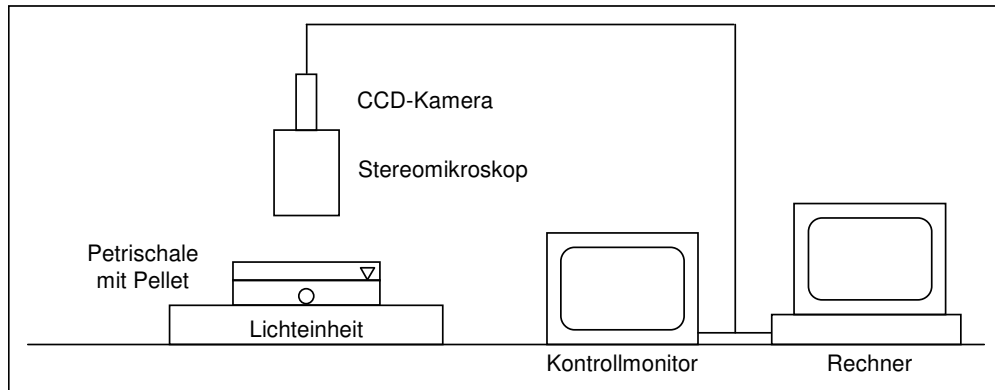


Abbildung 3-1: Schematische Darstellung der Bildanalyse.

Die Bilder der zu vermessenden Pelletflocken wurden über eine an ein Stereomikroskop angeschlossene CCD-Kamera auf einem Kontrollmonitor dargestellt. Mit Hilfe der zweidimensionalen Gestaltanalyse-Software der Firma L.O.T.-Oriol-GmbH & Co. KG [35], wurde das Bild der Pelletflocke vermessen. Zur Pelletflockengrößenbestimmung wurde der Feretdurchmesser herangezogen, der als Abstand zweier Tangenten der Projektionsfläche des Partikels senkrecht zur Meßrichtung definiert ist. Die Bestimmung des Feretdurchmessers erfolgt in 32 Meßrichtungen, deren Mittelwert für die weitere Beurteilung festgehalten wird. Da Pelletflocken eine nahezu kugelförmige Gestalt haben, weicht der Feretdurchmesser nur geringfügig vom volumenäquivalenten Durchmesser ab. Durch die Messung des Feretdurchmessers in 32 Richtungen wird selbst dieser geringen Abweichung Rechnung getragen.

### 3.2.2 Primärpartikelzahlbestimmung

Die an die Keime angelagerten Primärpartikel wurden in Wasser mit Ultraschall abgelöst und anschließend vereinzelt, damit sie der Partikelzählung zugänglich wurden. Es wurde der Ultraschalldesintegrator UP400S der Firma Dr. Hielscher, Stahnsdorf [42], eingesetzt. Die Beschallung der Proben erfolgte für die Dauer von 60 Se-

kunden bei einer Intensität von 20 %. Es wurde der Sonotrodentyp D2 mit einem Durchmesser von 2 mm verwendet. Die Spitze des Ultraschallgerätes wurde soweit in die Probe eingetaucht, daß sich die Sonotrode ca. 10 mm über dem Probenflaschenboden befand. Nach der Beschallung war eine Entgasung der Probe für einen Zeitraum von 5 min erforderlich, da durch die Ultraschallbehandlung eine Gasblasenentwicklung beobachtet wurde.

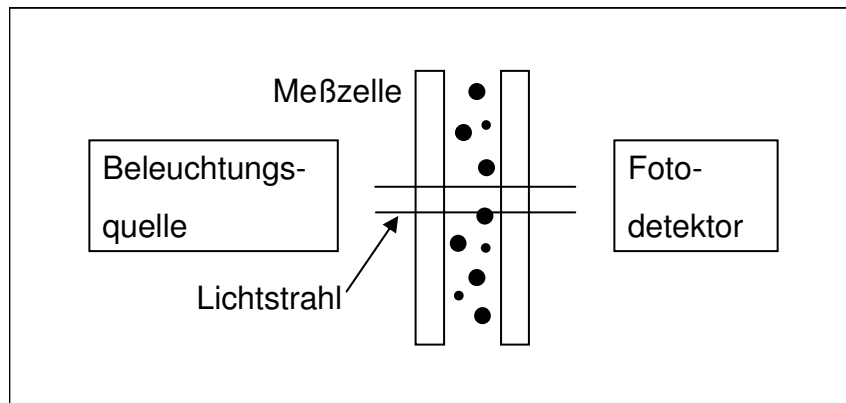


Abbildung 3-2: Optische Meßanordnung des Partikelzählgerätes [36].

Die Bestimmung der Primärpartikelzahl erfolgte mit dem Gerät FAS 360 der Firma Topas [36]. Es ermöglicht die Partikelzahl- und Partikelgrößenbestimmung in der Flüssigkeit. Der Meßbereich erstreckt sich von 2 – 200  $\mu\text{m}$ . Die optimale Partikelkonzentration für eine Messung liegt bei 1000 – 5000 Partikeln/ml.

Das Meßprinzip dieses Gerätes basiert auf der Extinktion, d.h. der Abschattung von Licht durch das zu messende Partikel. Das Licht einer Weißlichtquelle (Halogenlampe) wird über eine Schlitzblende durch die Meßzelle auf einen Fotodetektor geleitet. Durch eine entsprechende Optik ist gewährleistet, daß das parallele Licht durch die Meßzelle auf den Fotodetektor trifft. Befinden sich in der Meßzelle Partikel, verursachen sie eine Intensitätsabschwächung des Lichtes auf dem Detektor, ein Maß für die Partikelgröße. Jedes Signal auf dem Detektor wird gezählt und entsprechend der Intensität der Abschattung einer Größenklasse zugeordnet. Die Messung setzt voraus, daß jeweils nur ein Partikel vom Licht erfaßt wird, weshalb die Einstellung der Partikelkonzentration in der Probe von entscheidender Bedeutung ist. Das Meßvolumen ist durch den Querschnitt der Meßküvette und die Höhe der Schlitzblende, durch die das Licht fällt, definiert. Die Meßanordnung ist in Abbildung 3-2 dargestellt. Die durch die Abschattung der Partikel ausgelösten Signale auf dem Fotodetektor

werden von diesem in elektrische Impulse umgewandelt. Die Impulshöhe korreliert mit der Partikelgröße.

Im Partikelgrößenbereich bis  $40\text{ }\mu\text{m}$  erfolgt eine Projektionsflächenmessung des Partikels, während bei größeren Partikeln der Durchmesser gemessen wird. Da bei den Untersuchungen mit Suspensionen aus Partikeln  $<32\text{ }\mu\text{m}$  gearbeitet wurde, stellt die unterschiedliche Erfassungsart der Partikelmerkmale und damit die Auswertung kein Problem dar.

### 3.2.3 Trockenrückstand der Pelletflocken

Um den Trockenrückstand der Pelletflocken zu bestimmen, wurde nach der Naßsiegung eine Teilprobe der entsprechenden Größenklasse dem Sieb entnommen. Diese Probe wurde vor und nach dem Trocknen, bis zur Gewichtskonstanz bei  $105\text{ }^{\circ}\text{C}$  im Trockenschrank, ausgewogen. Entsprechend der Beziehung:

$$TR = \frac{\text{Masse der trockenen Pellets}}{\text{Masse der nassen Pellets}} \cdot 100 \quad \text{in \%} \quad (\text{Gleichung 3-1})$$

wurde der Trockenrückstand bestimmt [44]. Er dient der Charakterisierung des Feststoffgehaltes der Pelletflocken.

### 3.2.4 Pelletflockengrößenverteilung

Die Pelletflockengrößenverteilung wurde über eine Naßsiegung bestimmt. Es kamen Siebe folgender Maschenweite zum Einsatz: 0, 400, 630, 1000, 1500, 2000, 2500 und  $3000\text{ }\mu\text{m}$ . Nach Abschluß der Siebung wurden die Pelletflocken von den Sieben in Trockenschalen überführt, getrocknet und gewogen. Aus der Gesamtmasse aller Pelletflocken und den Massen der einzelnen Fraktionen läßt sich das Verhältnis der Massenanteile der einzelnen Pelletflockenfraktionen bezogen auf die Gesamtmasse und damit die Pelletflockengrößenverteilung berechnen.

### 3.2.5 Ladungszustandsmessung

Die Ladungszustandsmessung dient der Ladungscharakterisierung der Partikelsysteme und der Flockungsmittel. Die Ladungsmessung erfolgte mit einem Strömungspotentialmessgerät PCD03-pH der Firma Müttek. Dieses Gerät bietet die Möglichkeit, die bei anderen Ladungsmeßgeräten nicht gegeben ist, sowohl die Ladung von Makromolekülen –Flockungsmittel– als auch die Oberflächenladung von Feststoffpartikeln –Primärpartikel der Suspension– in wässriger Phase zu ermitteln. Die Bestimmung kann quantitativ und qualitativ erfolgen. Im Rahmen dieser Arbeit wurde die Bestimmung der Ladungsmengen von Flockungsmittel und Suspension quantitativ durchgeführt.

Das Prinzip der Ladungsmessung mit dem PCD basiert auf einer Strömungspotentialmessung. Kernstück des Meßgerätes ist ein Teflon-Meßgefäß mit eingepaßtem Verdrängerkolben. Wird in die Meßzelle eine wässrige Probe eingefüllt, werden in ihr enthaltene höhermolekulare, dissoziierbare Moleküle und Feststoffpartikel durch van-der-Waals'sche Kräfte an der Teflon-Wand adsorbiert. Die Gegenionen der diffusen elektrischen Doppelschicht um die Partikel oder Moleküle herum bleiben frei beweglich. Zwischen Gefäßwand und Kolben besteht ein definierter Spalt. Eine oszillierende Kolbenbewegung verursacht in der Zelle eine starke Flüssigkeitsströmung, in der die freien Gegenionen mitgerissen und von der adsorbierten Probensubstanz abgeschert werden. Die Gegenionen induzieren an den eingebauten Goldelektroden einen Strom, der von der Elektronik, gleichgerichtet und verstärkt, als Strömungspotential am Display angezeigt wird. Die absolute Höhe des Potentials ist aufgrund der Komplexität der Strömungsverhältnisse nur bedingt auswertbar.

Um die Ladungsmenge in einer Probe zu quantifizieren, wird eine Ladungsendpunktstitation durchgeführt, bei der das Strömungspotential zur Erkennung des Endpunktes (=0 mV) genutzt wird. Dabei wird der Probe ein entgegengesetzt geladener Polyelektrolyt (Titrationsmittel) zugegeben, dessen Ladungsdichte bekannt ist. Mit ihm werden die Ladungen der Probe neutralisiert. Am isoelektrischen Punkt endet die Titration. Der Verbrauch des Titrationsmittels stellt den eigentlichen Meßwert für weitere Berechnungen dar. Die Ladungsdichte berechnet sich wie folgt:

$$q = \frac{V \cdot c_T}{m_{aS}} \left[ \frac{eq}{g} \right] \quad \text{(Gleichung 3-2)}$$

Die eingesetzten Titrationsmittel sind:

- Polyethylensaures Natrium (Pes-Na), anionisch mit einer Konzentration von 0,001 mol/l und
- Poly-Diallyl-Dimethyl-Ammonium-Chlorid (Poly-DADMAC), kationisch mit einer Konzentration von 0,001 mol/l [46].

### 3.2.6 Bestimmung der Sedimentationsgeschwindigkeit von Pellettflocken

Die Dichte der Pellettflocken wurde über ihre Sinkgeschwindigkeit ermittelt. Die Pellettflocken bestehen zu bestimmten Anteilen aus Wasser und Feststoff. Da sie in der flüssigen Phase gebildet werden, binden sie an ihrer Oberfläche Wasser, das vor einer Vermessung in trockener Atmosphäre nicht eindeutig abgetrennt werden kann, ohne daß ausgeschlossen werden kann, daß der Wassergehalt in der Pellettflocke verändert wird. Deshalb soll hier eine Meßmethode herangezogen werden, die in der flüssigen Phase, d.h. in Wasser, durchgeführt wird. Eine Möglichkeit bietet die Bestimmung der Sinkgeschwindigkeit der Pellettflocken und ihrer Größe sowie die Umrechnung der ermittelten Parameter in die Dichte.

Die Messungen erfolgten im Camsizer der Firma Retsch Technology, Haan [28]. Das Gerät wurde speziell auf die Sinkgeschwindigkeitsbestimmung in der flüssigen Phase umgerüstet. Der Camsizer in seiner umgerüsteten Form besteht aus 3 Hauptbestandteilen: Kamera, Sedimentationsgefäß und Camsizer (Elektronik). In das Sedimentationsgefäß werden die zu vermessenden Pellettflocken einzeln und mittig mit Hilfe einer Pipette positioniert. Die gezielte Aufgabe garantiert die ungestörte Einzelteilchensedimentation und die Erfassung der Pellettflocken im Schärfebereich der CCD-Kamera. Die Pellettflocken werden in ihrer Sedimentationsphase von der Kamera erfaßt, um ihre Größe zu bestimmen und die Sinkgeschwindigkeit aus 25 Bildern zu ermitteln. Die gemessene und vom Camsizer ausgegebene Pellettflockengröße ist der Äquivalenzdurchmesser des projektionsflächengleichen Kreises in mittlerer Lage unter Berücksichtigung eines Formparameters.



### 3.2.7 Dichtebestimmung von Pelletflocken

Aus den im Camsizer ermittelten Sinkgeschwindigkeiten und projektionsflächenäquivalenten Durchmessern der Pelletflocken lässt sich ihre Dichte ermitteln. Die Dichte der Pelletflocken kann aus dem Kräftegleichgewicht von Schwerkraft, Auftriebskraft und Widerstandskraft an einer sedimentierenden Kugel ermittelt werden. Es gilt:

$$F_G + F_A + F_W = 0 \quad (\text{Gleichung 3-3})$$

$$\begin{aligned} V_{PF} \cdot \rho_{PF} \cdot g &= V_{PF} \cdot \rho_W \cdot g \\ &- \frac{1}{2} \cdot c_W(Re) \cdot A_{PF} \cdot \rho_W \cdot v_S^2 = 0 \end{aligned} \quad (\text{Gleichung 3-4})$$

Daraus folgt für die Dichte eines Aggregates nach Umstellung:

$$\rho_{PF} = \rho_W \cdot \left( \frac{3 \cdot v_S^2 \cdot c_W(Re)}{4 \cdot g \cdot D_{PF}} + 1 \right) \quad (\text{Gleichung 3-5})$$

mit

$$Re = \frac{v_S \cdot D_{PF} \cdot \rho_W}{\eta} \quad (\text{Gleichung 3-6})$$

Die [Gleichung 3-5](#) gilt für eine ideale nichtdurchströmte Kugel. Die Pelletflocken erfüllen diese Randbedingung sehr gut, da sie der Kugelform sehr nahe kommen und ihre dichte innere Struktur eine Durchströmung nicht zulässt. Die Größenbestimmung der Aggregate über den projektionsflächengleichen Äquivalentdurchmesser ist daher weniger fehlerbehaftet als bei unregelmäßig geformten Flocken.

Tabelle 3-4: Näherungslösungen für  $c_W(Re)$  [\[37\]](#)

Autor	Gleichung	Gültigkeitsbereich
Kaskas	$c_W = \frac{24}{Re} + \frac{4}{\sqrt{Re}} + 0,4$	$Re < 2 \cdot 10^5$
Kürten/Raasch/Rumpf	$c_W = \frac{21}{Re} + \frac{6}{\sqrt{Re}} + 0,28$	$0,1 < Re < 4 \cdot 10^3$
Martin	$c_W = \frac{24}{Re} + \frac{5,66}{\sqrt{Re}} + 0,33$	$Re < 2 \cdot 10^5$

Die Gleichung 3-5 kann für den Stokes-Bereich ( $Re < ca. 0,25$ ) und den Newton-Bereich ( $2 \cdot 10^3 \leq Re \leq 2 \cdot 10^5$ ) gelöst werden. Die untersuchten Pelletflocken sedimentieren im  $Re$ -Zahlen Bereich von 0,25–200. Sie liegen im Übergangsbereich. Es handelt sich daher um eine zähturbulente Umströmung. Da nicht alle Stoffdaten bekannt sind, sondern ermittelt werden sollen, kann die dimensionslose Parameterdarstellung mit Hilfe des  $\Omega$ -Ar-Diagramms nicht erfolgen. Für die  $c_w(Re)$ -Funktion wird hier mit einer numerischen Näherungslösung gerechnet. In Tabelle 3-4 sind die entsprechenden Näherungslösungen aufgeführt. Für die Berechnungen wurde der Ansatz von Kaskas verwendet.

### 3.2.8 Entwässerungsverhalten von Pelletflocken

Zur Charakterisierung des Entwässerungsverhaltens der Pelletflocken wurden eine Schwerkraftentwässerung und eine Druckentwässerung durchgeführt. Die Pelletflockenprobe wurde dazu auf ein Filterpapier (Schleicher & Schuell, Schwarzband) in eine Filtrationszelle gegeben und einer Schwerkraftentwässerung unterzogen. Die Menge des anfallenden Schlammswassers wurde mit Hilfe einer an einen Computer angeschlossenen Waage zeitabhängig aufgenommen. Daran anschließend erfolgte eine Druckentwässerung mit einem Überdruck von einem bar. Dabei wurde ebenfalls der zeitliche Verlauf des Anfalls des Filtratwassers festgestellt. Zum Schluß wird der Filterkuchen vor und nach dem Trocknen ausgewogen und der Trockensubstanzgehalt bestimmt.

## 3.3 Versuchsaufbau und Versuchsdurchführung

### 3.3.1 Anlagerung von Primärpartikelschichten an Keime

In Abbildung 3-3 ist der Versuchsaufbau schematisch dargestellt, der für die Anlagerung von Partikelschichten an Keime verwendet wurde. Der Versuchsstand besteht aus je einem Gefäß mit Flockungsmittellösung, Suspension und partikelfreiem destilliertem Wasser. Die Suspension wird abhängig von den Versuchsbedingungen mit einem Magnetrührer gerührt. Es wurden folgende Versuchsreihen durchgeführt:

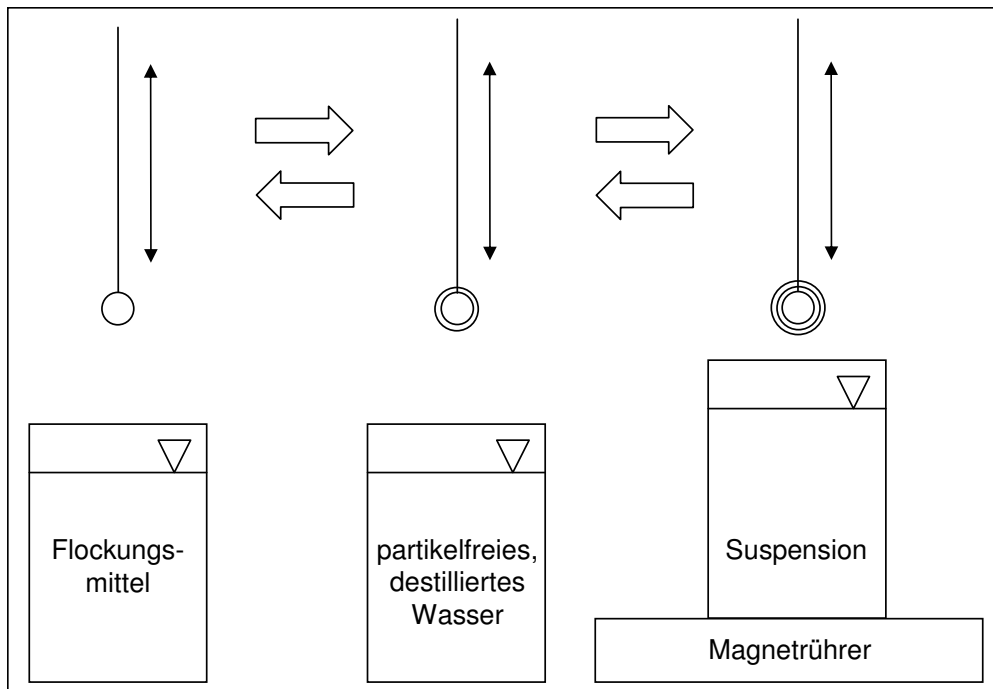


Abbildung 3-3: Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus zur Anlagerung von Primärpartikelschichten an einen Keim.

1. Versuche zur Anlagerung je einer Schicht Flockungsmittel und Primärpartikel an einen Keim und
2. Versuche zur Anlagerung mehrerer diskreter Schichten Flockungsmittel und Primärpartikel an einen Keim.

Vor Versuchsbeginn wurden eine Flockungsmittellösung und die Suspension aus Ballotini oder Kaolin, je nach Versuchsreihe, in der erforderlichen Konzentration hergestellt. Die Keime wurden an einer Halterung fixiert. Das vorbereitete Flockungsmittel, die vorbereitete Suspension und das partikelfreie destillierte Wasser wurden jeweils in 100 ml Bechergläsern bereitgestellt. Die Suspension wurde bis zum Versuchsanfang gerührt, um Sedimentations- und Entmischungsvorgänge auszuschließen. Der an der Halterung fixierte Keim wurde für einen definierten Zeitraum in die Flockungsmittellösung getaucht, dann herausgenommen und in das partikelfreie destillierte Wasser getaucht. Flockungsmittel, das nicht an den Keim adsorbiert wurde, wurde entfernt. Es konnte daher nicht in die Suspension verschleppt werden, um dort ungewollte Flockungsvorgänge auszulösen. Nun wurde der mit Flockungsmittel bedeckte Keim für einen definierten Zeitraum in die Partikelsuspension getaucht. Ein erneutes Eintauchen in das partikelfreie destillierte Wasser be-

freite das Aggregat von Primärpartikeln, die nicht an das Flockungsmittel gebunden wurden.

Bei der Untersuchung von mehrschichtigen Anlagerungen wurde der beschriebene Vorgang entsprechend der Anzahl der diskreten Stufen des Anlagerungsvorganges wiederholt.

Im Anschluß daran wurde die Pelletflocke für die Primärpartikelzählung vorbereitet. Um eine Bestimmung der Partikelzahl der an den Keim angelagerten Primärpartikel durchzuführen, mußten diese vom Keim entfernt und vereinzelt werden. Die Keime mit den angelagerten Partikeln wurden von der Halterung getrennt und in eine Probenflasche überführt. Die Probenflasche war mit 30 ml einer 2%igen Natrium-pyrophosphatlösung ( $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$ ) gefüllt. Die Lösung diente als Stabilisator, damit es nach der Partikelvereinzelung nicht zu einer erneuten Agglomeration der Primärpartikel kommen konnte. Das Entfernen und Vereinzeln der Primärpartikel erfolgte mit Ultraschall.

Da das Partikelzählgerät eine Messung am Einzelpartikel durchführt, soll die Partikelkonzentration der Probe im Bereich von 1000–5000 Partikel pro ml liegen. Es muß deshalb gegebenenfalls eine Verdünnung der Probe mit der 2%igen Natrium-pyrophosphatlösung erfolgen. Die Partikelzahl wird anschließend entsprechend der Verdünnung auf die Zahl der an den Keim angelagerten Partikel zurückgerechnet.

Nach der Messung wurde die Partikelgrößenverteilung der Probe mit der Partikelgrößenverteilung der Ausgangssuspension verglichen. Dies sollte einen Aufschluß darüber geben, ob die Partikelvereinzelung durch die Ultraschallbehandlung erfolgreich war, ob bei der Anlagerung von Partikeln an den Keim eine bestimmte Partikelgröße bevorzugt wurde oder ob es in der Suspension zu Sedimentationserscheinungen gekommen war und sich dadurch bestimmte Partikelgrößen einer Anlagerung entzogen hatten. Es konnte festgestellt werden, daß diese Phänomene nicht aufgetreten sind. War eine Probe nicht ausreichend redispergiert, wurde die Redispergierung oder wenn nötig der gesamte Versuch wiederholt.

### **3.3.2 Pelletierungsflockung im Rührreaktor**

Die Versuchsanordnung besteht aus einem 1-Liter Becherglas und einem drehzahl-geregelten Rührer. Der Reaktor ist in der Abbildung [3-4](#) dargestellt. Der Versuch

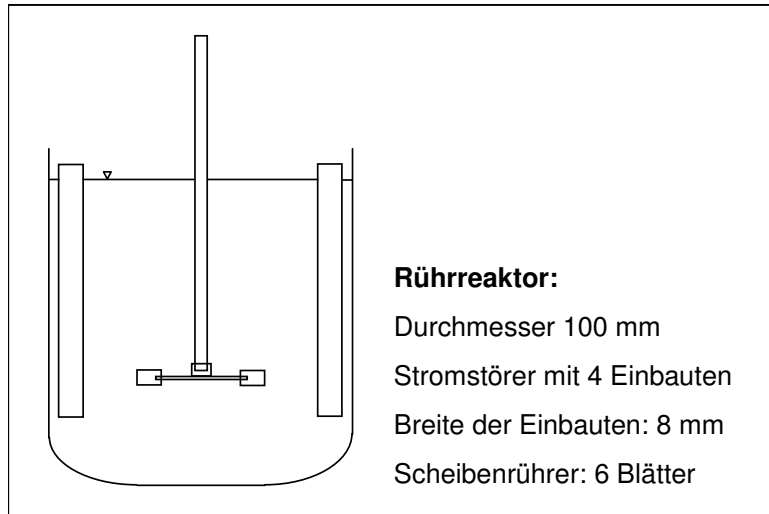


Abbildung 3-4: Schema des Versuchsreaktors mit Stromstörern.

teilt sich in eine Flockungsphase zur Herstellung von Flocken, die als Keime für die anschließende Pelletierungsflockungsphase dienen, und eine Pelletierungsflockungsphase auf.

Für die Flockungsphase wurden 400 ml 0,1 %ige Kaolinsuspension im Becherglas vorgelegt. Der Reaktor wurde während dieser Phase zusätzlich mit Stromstörern ausgestattet, um ein turbulentes Strömungsregime mit hohen Scherkräften zu erzielen. Durch diesen Eingriff wurden kleine, stabile Flocken gebildet. Bei einer Rührerdrehzahl von 240 U/min wurden der Suspension 2 ml einer 0,1 %ige Flockungsmittellösung des Flockungsmittels Zetag 92 zugegeben. Die Flockungsphase dauerte 15 Minuten. Die Flockung erfolgte bei einer Dosierung von 5 kg FM/t TR. Die hohe Dosierung und die lange Flockungsphase erlaubten es, stabile Flocken als Keime für die anschließende Pelletierungsflockungsphase herzustellen. Unter den genannten Bedingungen diente diese Flockungsphase bei allen durchgeführten Versuchen zur Herstellung der Keime.

An die Flockungsphase schloß sich die Pelletierungsflockungsphase an, für welche die Stromstörer aus dem Reaktor entfernt wurden. Dann wurden die Keime alternierend mit Flockungsmittel und Suspension versetzt. Die Suspension war eine 0,1 %ige Kaolinsuspension, die Zugabemenge betrug jeweils 50 ml. Das Flockungsmittel hatte eine Konzentration von 0,01 % und es wurden jeweils 500  $\mu$ l zugefügt. Das entspricht einer Dosierung von 1 kg FM/t TR. Die Zugabe erfolgte in Intervallen von 5 Minuten. Das Zeitschema ist der Abbildung 3-5 zu entnehmen. Die Pelletierungsflockung dauerte insgesamt 60 Minuten. Die geringe Konzentra-

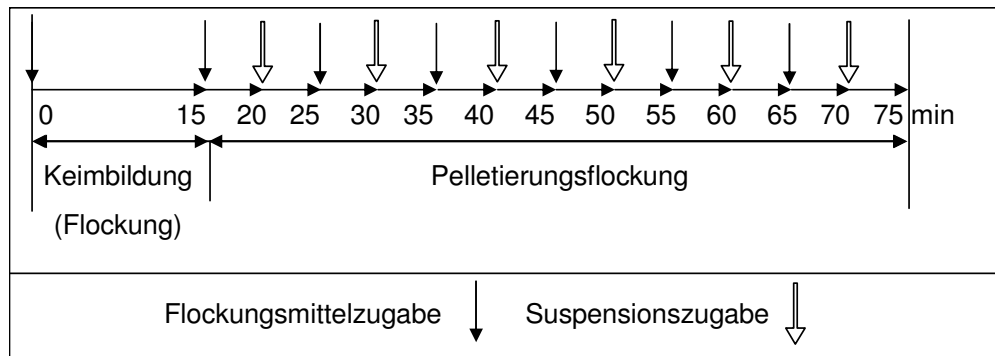


Abbildung 3-5: Zeitschema der Flockungsmittel- und Suspensionszugabe bei der Pelletierungsflockung im Rührreaktor.

tion der Suspension und die des Flockungsmittels wurden gewählt, um ein möglichst gleichmäßiges Einmischen der Partikel und der Flockungsmittelmoleküle zu erreichen. Die langen Intervalle zwischen den einzelnen Zugaben sollten garantieren, daß sowohl das Flockungsmittel als auch die Partikel an die Keime angelagert wurden. Die weiteren Versuchsparameter können der Tabelle 3-5 entnommen werden.

Nach Abschluß des Versuchs wurde mit einer 10 ml Pipette eine repräsentative Probe von Pelletflocken entnommen und mit Hilfe der Bildanalyse deren Größe bestimmt. Danach wurden einzelne Pelletflocken für die Partikelzählung vorbereitet, indem sie mittels Ultraschall zerstört und die sie bildenden Primärpartikel vereinzelt wurden. Anschließend wurde die Zählung durchgeführt (vgl. 3.2.2).

Tabelle 3-5: Versuchsparameter

Versuchs-Nr.	FM-Art	Rührer-durchmesser [mm]	Rührer-drehzahl [U/min]	Rührer-höhe [mm]
1	Zetag 92	30	70	15
2	Zetag 92	40	50	30
3	Zetag 92	40	60	30
4	Zetag 92	40	80	30
5	Zetag 92	40	80	25
6	Zetag 92	40	80	35
7	Zetag 92	30	80	30
8	Cytec C 491	30	80	15
9	Zetag 92	30	80	15

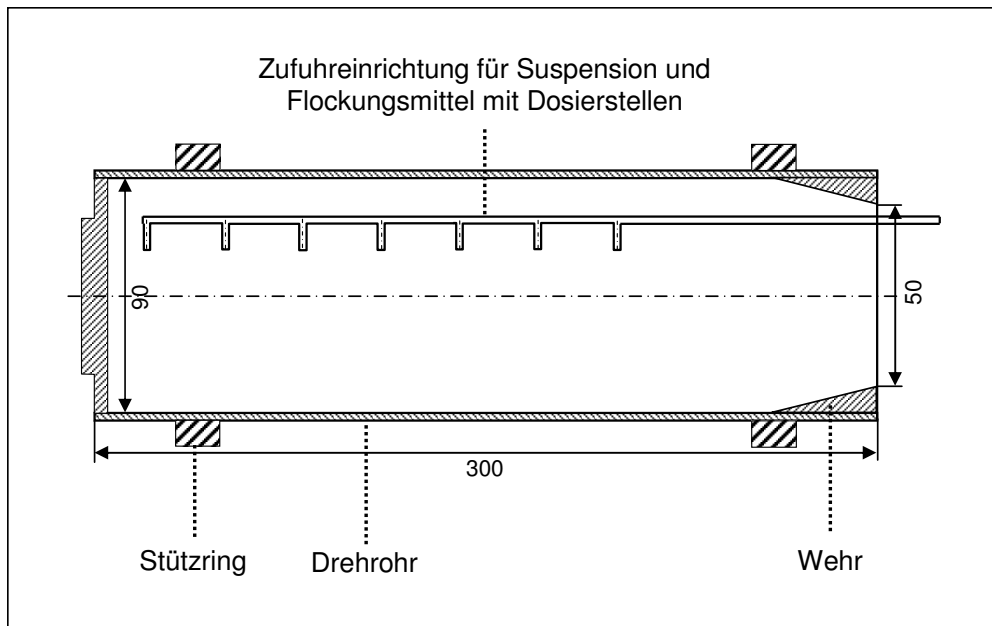


Abbildung 3-6: Schematische Darstellung des Drehrohrreaktors (Maße in mm).

### 3.3.3 Pelletierungsflockung im Drehrohrreaktor

Weitere Untersuchungen zur Pelletierungsflockung wurden in einem Drehrohrreaktor durchgeführt. Der Reaktor ist ein um seine Längsachse rotierender Zylinder, der, analog einer aus der Schüttguttechnik bekannten Pelletierungstrommel, an der Ausstragsseite mit einem Wehr und an der gegenüberliegenden Seite mit einem Deckel versehen ist, wie in der Abbildung 3-6 schematisch dargestellt.

Der Drehrohrreaktor weist folgende Merkmale zur Durchführung einer idealen Pelletierungsflockung auf:

- kontinuierliche Betriebsweise,
- Trennung der Verweilzeit der festen und flüssigen Phase,
- zeitlich und örtlich versetzte Zugabe von Flockungsmittel und Feststoff,
- eine Abrollfläche als Pelletierfläche,
- lokal ideale Durchmischung,
- Möglichkeit der Variation von Prozeßbedingungen wie Reaktordrehzahl, Suspensionsvolumenstrom, Flockungsmittelmenge.

Das Wehr der Eintrittsseite ist überhöht, so daß es zur Zwangsdurchströmung des Reaktors kommt. Der Reaktor wird kontinuierlich betrieben. Durch die Rotation des

Reaktors um die Längsachse kommt es zum Abrollen der sich bildenden Pellettflocken an der Reaktorwand, zusätzlich rollen sie untereinander ab. Durch die Zwangsdurchströmung des Reaktors erfolgt der Pellettflockentransport in axialer Richtung. Es erfolgt keine wesentliche Rückvermischung in axialer Richtung, Pellettflocken werden durch neu gebildete Aggregate verdrängt und längs der Achse zum Austrag gefördert. Es liegen hier Bedingungen einer Pfropfenströmung mit getrennter Fest- und Flüssigphase vor. Bei der Bildung der Pellettflocken wird Wasser abgegeben, so daß eine Trennung der Verweilzeit von fester und flüssiger Phase im Reaktor erfolgt. Das abgetrennte Wasser wird über das Wehr am Reaktorausgang ausgetragen, während die Pellettflocken durch das Wehr im Reaktor zurückgehalten werden. Das Abrollen der Pellettflocken im Reaktor bewirkt eine gleichmäßige Beanspruchung unter der Wirkung ihres Eigengewichts. Die Kräfte rufen die mechanische Synärese hervor. Dadurch kommt es zum Herauspressen des Wassers und zur Verdichtung der Pellettflocken. Die durch die Rotation des Reaktors im untersuchten Bereich erzeugte Zentrifugalkraft kann für die Verdichtung der Pellettflocken vernachlässigt werden. Sie beträgt für die angewendeten Drehzahlen ( $n = 30$  bis  $100$  U/min)  $9 \cdot 10^{-4}$  bis  $1 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2/\text{s}$ , das entspricht  $9 \cdot 10^{-5}$  bis  $1 \cdot 10^{-3} g$  ( $g = \text{Erdbeschleunigung}$ ). Die Stärke der mechanischen Beanspruchung wird über die Drehzahl des Reaktors reguliert, d.h. die Häufigkeit des Abrollens und der Kollisionen der Pellettflocken untereinander. Die Dauer der mechanischen Beanspruchung wird über die Verweilzeit d.h. über den Suspensionsvolumenstrom eingestellt.

Die untere Grenze der Drehzahl ist gegeben, wenn der Inhalt des Reaktors durch die Drehbewegung nicht mehr transportiert wird, so daß die Pellettflocken nicht mehr abgerollt werden. Die Mindestdrehzahl liegt bei dem eingesetzten Reaktor bei  $30$  U/min mit einer entsprechenden Umfangsgeschwindigkeit von  $0,14 \text{ m/s}$ . Die obere Grenze der Drehzahl wäre erreicht, wenn die Pellettflocken und das sie umgebende Wasser durch die Zentrifugalkraft an der Reaktorwand ortsfest verharren. Vor dieser Erscheinung tritt ein Zustand ein, bei dem die Pellettflocken nicht mehr abrollen, sondern an der Reaktorwand bis zu einer bestimmten Höhe mitgerissen werden und dann nach unten fallen. Dieser Effekt tritt bei dem eingesetzten Reaktor bei  $120$  U/min ein. Da die Kräfte, die beim Zurückfallen auf die Pellettflocken wirken, groß sind, wachsen diese nicht an bzw. sie werden zerstört. Diese Effekte gelten analog zu denen in der Agglomeration von Schüttgütern auf Tellern oder in Trommeln [47].



Tabelle 3-6: Verweilzeiten der Pellettflocken im Reaktor

Zugabestelle	Verweilzeit der Pellettflocken im Reaktorabschnitt bei:			
	$\dot{V} = 50 \frac{ml}{min}$	$\dot{V} = 75 \frac{ml}{min}$	$\dot{V} = 100 \frac{ml}{min}$	$\dot{V} = 150 \frac{ml}{min}$
laufende Reaktorlänge [cm]	[min]	[min]	[min]	[min]
1,5	0,00	0,00	0,00	0,00
4,5	1,22	0,82	0,61	0,41
7,5	0,63	0,42	0,31	0,21
10,5	0,61	0,41	0,31	0,20
13,5	0,41	0,28	0,21	0,14
16,5	0,41	0,27	0,20	0,14
19,5	0,31	0,21	0,15	0,10
30,0	1,07	0,71	0,54	0,36
Gesamte Verweilzeit im Reaktor	4,67	3,11	2,33	1,56

Die Suspension und das Flockungsmittel werden durch Zugabestellen zugeführt, die in Abständen von 3 cm über die Reaktorlänge verteilt sind. Die letzte Zugabestelle liegt 10,5 cm vor dem Reaktorausstrag, damit bis zum Austrag ausreichend Zeit verbleibt, um im Schlammwasser verbleibendes Flockungsmittel und verbleibende Partikel in die Pellettflocken einzubauen und zusätzlich eine weitere Konsolidierung der Pellettflocken zu erreichen. Der Volumenstrom im Reaktor ändert sich durch die über die Reaktorlänge verteilten Zugabestellen von der ersten Zugabe bis zum Austrag. Er nimmt sukzessive zu und damit nehmen die örtlichen Verweilzeiten des Reaktorinhalts mit fortschreitender Reaktorlänge ab. In der Tabelle 3-6 sind die Verweilzeiten in jedem Reaktorabschnitt aufgeführt.

Auf der linken Seite des Reaktors, der Seite mit dem überhöhten Wehr, wurden Keime in Form von vorgeflockter Suspension zugeführt. Daran anschließend erfolgte eine alternierende Zugabe von Flockungsmittellösung und Suspension über die Länge des Reaktors. Diese führte durch die abwechselnde Anlagerung von Flockungsmittel und Primärpartikel an die Keime zum schichtweisen Wachstum der Pellettflocken (Parallelmodell). Die Zugabestellen sind exzentrisch zur Reaktorachse angeordnet, damit gewährleistet ist, daß das Flockungsmittel und die Primärpartikel direkt an die Keime bzw. an die anwachsenden Pellettflocken angelagert werden. Das abgetrennte Wasser und die Pellettflocken wurden kontinuierlich auf der Seite, die ein niedriges Wehr aufweist, ausgetragen.

Die Rotation des Reaktors um die Längsachse wird über einen Walzenantrieb realisiert. Der Reaktor wurde vor Versuchsbeginn mit Wasser gefüllt. Danach wurde die gewünschte Umfangsgeschwindigkeit des Reaktors über die Drehzahl des Antriebs eingestellt. Flockungsmittel und Suspension wurden in den Reaktor gegeben, wobei der Volumenstrom über Pumpen geregelt und das Mengenverhältnis über die Zugabestellen hergestellt wurde. Die gebildeten und ausgetragenen Pelletflocken und das abgetrennte Wasser wurden am Reaktorausgang aufgefangen und analysiert. Der gesamte Versuchsaufbau mit den Vorratsbehältern für Flockungsmittel und Suspension, Pumpen und Walzenantrieb ist in Abbildung 3-7 dargestellt.

### **Schüttgutpellet- und Pelletflockenverhalten im Reaktor – Vergleich**

Aus der Pelletierung von Schüttgütern, speziell auf dem Pelletierteller und in der Trommel, ist bekannt, daß es in der trockenen Phase zu einer Klassierung der Pellets kommt. In einer rotierenden Pelletiertrommel kommt es zu einer Klassierung, wenn der Austrag über ein Wehr geregelt ist, oder aufgrund einer zur Austrittsseite nach oben geneigten Trommel. Dabei ordnen sich die großen Pellets über den kleinen an. Die großen Pellets werden ausgetragen [47]. Diese Art der Klassierung ist in der flüssigen Phase bei der Pelletierungsflockung nicht gegeben. Die Pelletflocken folgen den Gesetzen der Sedimentation, so daß sich schwere, große Pelletflocken unten bzw. an der Reaktorwand anordnen und kleine leichte Pelletflocken darüber. Die kleinen Pelletflocken und die Keime werden von der Strömung der Flüssigkeit mitgerissen und ausgetragen. Damit sich keine großen Pelletflocken im Reaktor anreichern, müssen die Pelletflocken eine möglichst enge Größenverteilung aufweisen sowie eine bestimmte Größe nicht überschreiten. Daher ist eine optimale Prozeßführung von großer Bedeutung. In der Abbildung 3-8 ist die Bewegung der Pelletflocken im Reaktor dargestellt.

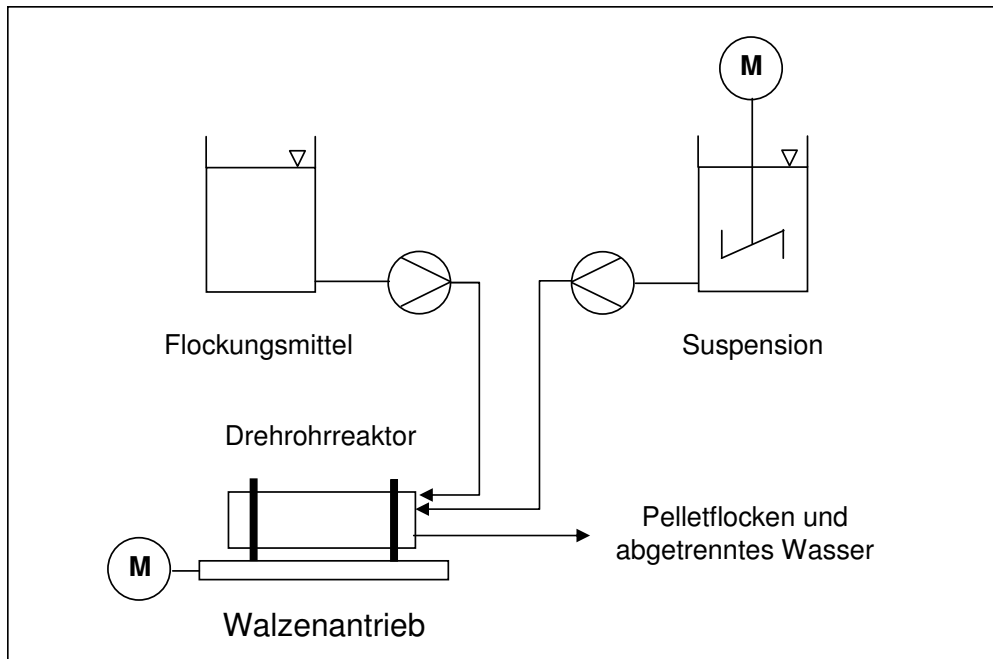


Abbildung 3-7: Fließschema zum Versuchsaufbau.

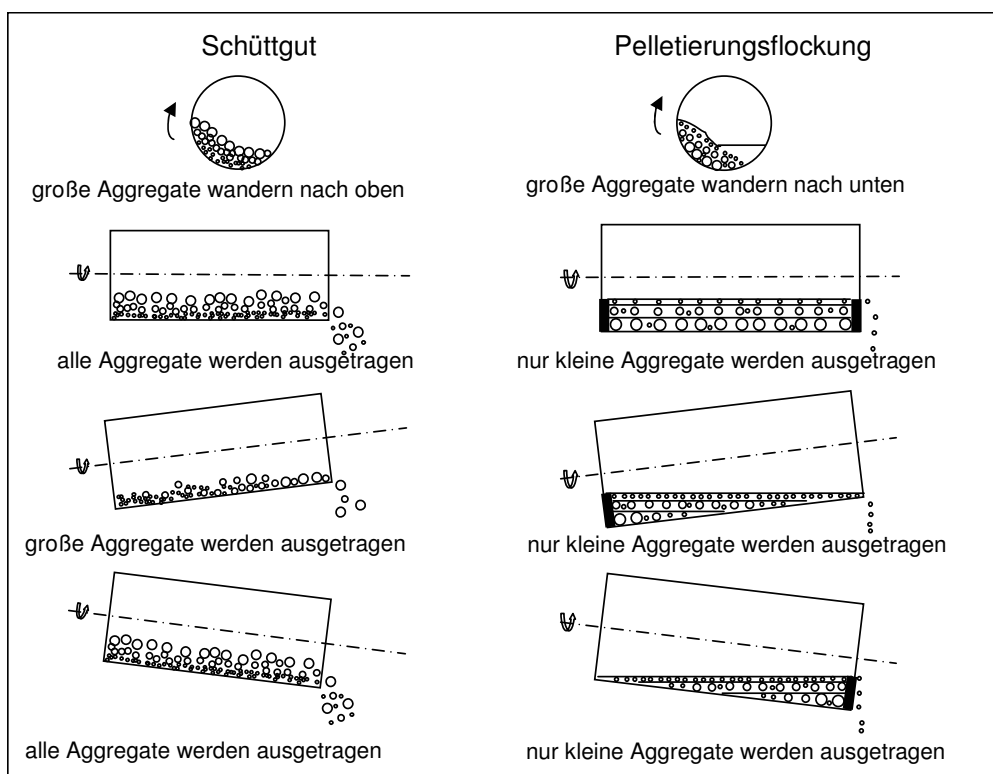


Abbildung 3-8: Pelletflockenbewegung im Reaktor, Vergleich von Schüttgutagglomeration (in Anlehnung an [47]) und Pelletierungs-flockung.

## 4 Ergebnisse und Diskussion

### 4.1 Einschichtiger Anlagerungsprozeß

Grundlage der Modellvorstellung zur Pelletierungsflockung nach dem Parallelmodell von Yusa [5] ist das schichtweise Anlagern von Primärpartikeln an einen Keim. Es wurde untersucht, wie der zeitliche Verlauf der Flockungsmittel- und der Primärpartikelanlagerung erfolgte. Ebenso wurde festgestellt, welchen Einfluß die Flockungsmittelkonzentration, die Keimgröße und auch der Energieeintrag auf die Anlagerung von Primärpartikeln an einen Keim haben.

Bei einer klassischen Flockung werden durch die Zugabe von Flockungsmitteln in eine Suspension mehrere Teilprozesse gestartet, deren Geschwindigkeiten sich entscheidend auf den Gesamtprozeß auswirken, dazu zählen:

- Einmischung der Flockungsmittelmoleküle in die Partikelsuspension,
- Adsorption der Polymerketten an die Partikel in der Suspension,
- Umordnung der adsorbierten Polymerelemente bis zum Gleichgewichtszustand,
- Kollision der mit Polymeren belegten Partikel und
- Flockenbildung [48].

Bei der Pelletierungsflockung kommt als entscheidender Schritt die Prozeßführung und idealerweise als weiterer Teilschritt die mechanische Synärese hinzu.

Bei den hier durchgeführten Untersuchungen zum Schichtenaufbau der Pelletflocken sollen diese Schritte auf die wesentlichen Abläufe beschränkt werden. In einem ersten Schritt erfolgt ein Eintauchen des Keims in eine Flockungsmittellösung. Die im Überschuß um den Keim vorliegenden Flockungsmittelmoleküle sollen an den Keim adsorbiert werden. In einem nächsten Schritt wird der Keim in eine Primärpartikelsuspension getaucht, so daß die Primärpartikel an die an den Keim adsorbierten Flockungsmittelmoleküle angelagert werden können. Die Transportwege der Flockungsmittelmoleküle und der Primärpartikel werden auf ein Minimum reduziert.

Dadurch wird der Vorgang auf die Anlagerung nur einer Flockungsmittel- und nur einer Partikelschicht an einen Keim reduziert. Durch diese Versuchsführung kann vermieden werden, daß es durch eine Überdosierung an Flockungsmittel zu einer Stabilisierung und damit zu gegenseitiger Abstoßung von Partikeln kommt. Es werden Pelletflocken erzielt, welche nicht verdichtet werden. Der Einfluß der mechanischen Synärese soll hier vorerst nicht aufgenommen werden. Er wird zu einem späteren Zeitpunkt untersucht.

#### **4.1.1 Zeitlicher Verlauf der Primärpartikel- und Flockungsmittelanlagerung**

In den folgenden Ausführungen soll der zeitliche Verlauf der Anlagerung von Flockungsmittelmolekülen und Primärpartikeln an einen Keim bis zur Gleichgewichtsbeladung dargelegt werden.

In einer ersten Versuchsreihe wurde die Verweilzeit des Keimes in einer 0,1 %igen Flockungsmittellösung (Sedipur 403) von 1 bis 120 Sekunden variiert. Die Verweilzeit des Keimes in einer 1 %igen Suspension betrug 30 Sekunden. Im Anschluß daran wird die Zahl der an den Keim angelagerten Primärpartikel bestimmt. Das Ergebnis ist in Abbildung 4-1 dargestellt.

Es wurden je Verweilzeit 3 Wiederholungsversuche durchgeführt. In den Abbildungen sind zusätzlich zu den Einzelmessungen, die Mittelwerte aus den 3 Wiederholungsversuchen und die entsprechenden Standardabweichungen angegeben.

Der Einfluß der Verweilzeit des Keimes in der Flockungsmittellösung wird bei diesen Untersuchungen über die Anzahl der angelagerten Primärpartikel bestimmt. Die zeitliche Änderung der Verweilzeit des Keims in der Flockungsmittellösung zeigt im untersuchten Bereich keine signifikante Änderung der Anzahl der angelagerten Partikel. Unter Berücksichtigung der Schwankungen der Meßergebnisse und der Anzahl der Versuchswiederholungen (3) kann festgestellt werden, daß die Gleichgewichtsbeladung bereits in kürzester Zeit erreicht ist.

Das Flockungsmittel liegt in der Keimumgebung im Überschuß vor, daher ist der Einfluß des Transportschritts vernachlässigbar. Die Kinetik des Anlagerungsschritts des Flockungsmittels und die des Transportschritts liegen außerhalb der Meßgenauigkeit des gewählten Verfahrens. Unabhängig von der Verweilzeit des Keims in der Flockungsmittellösung liegt die Zahl der angelagerten Partikel bei  $175642 \pm 27331$ .

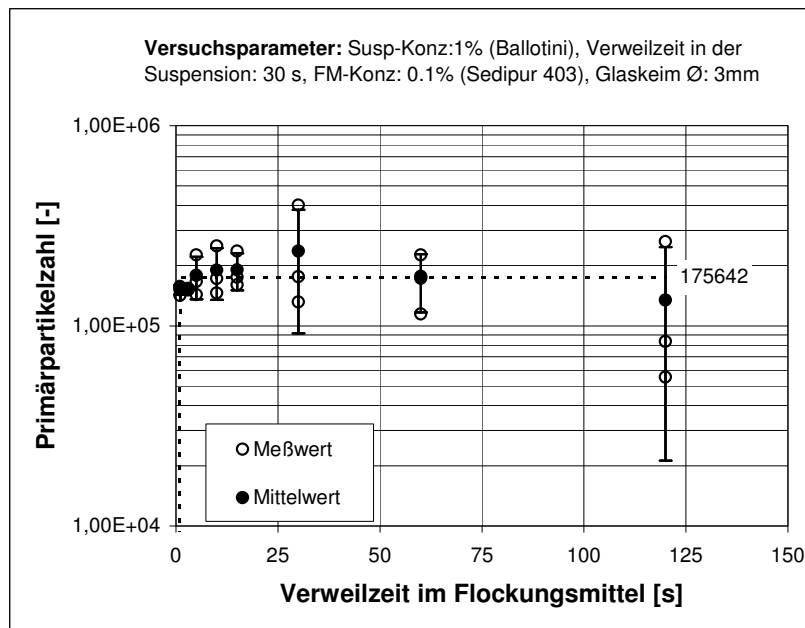


Abbildung 4-1: Flockungsmittel- und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel.

Die Streuung der Partikelzahl ist darauf zurückzuführen, daß der Pelletierungsflockungsprozeß, ebenso wie der Flockungsprozeß, ein statistischer Prozeß ist und daß die Zahl der angelagerten Partikel von der Stoß- und Haftwahrscheinlichkeit zwischen Partikeln und Keim abhängt.

Es kann ausgeschlossen werden, daß ein Mangel an Primärpartikeln in der Suspension vorliegt, der dazu führen könnte, daß die Gleichgewichtsbeladung der Partikel auf dem Keim nicht erreicht wird. Der im Versuch vorgelegten Suspension – 100 ml mit einer Konzentration von 1 % Feststoff– entspricht eine Partikelzahl von ca.  $3,3 \cdot 10^9$  Partikel. Die Zahl von 175642 an den Keim angelagerten Partikeln entspricht einem Prozentsatz von nur 0,005 % der vorgelegten Partikel.

Des weiteren lassen sich die Schwankungen der Meßwerte auf Schwankungen der Keimgröße (Durchmesser  $3018 \mu\text{m} \pm 72 \mu\text{m}$ ) zurückführen. Die Keime wurden bei diesen Versuchen nicht einzeln vermessen. Bei einer Streuung des Keimdurchmesser von ca.  $\pm 2,4 \%$  beträgt die Oberflächenänderung des Keimes  $\pm 4,5 \%$ . Die Keimoberfläche stellt die Anlagerungsfläche für die Partikel dar. Die Änderung der Keimdurchmesser von  $\pm 2,4 \%$  führt zu einer Streuung der Partikelzahl von ca. 10 %. Ebenfalls ist die Ungenauigkeit des Meßgerätes zur Bestimmung der Partikelzahl zu

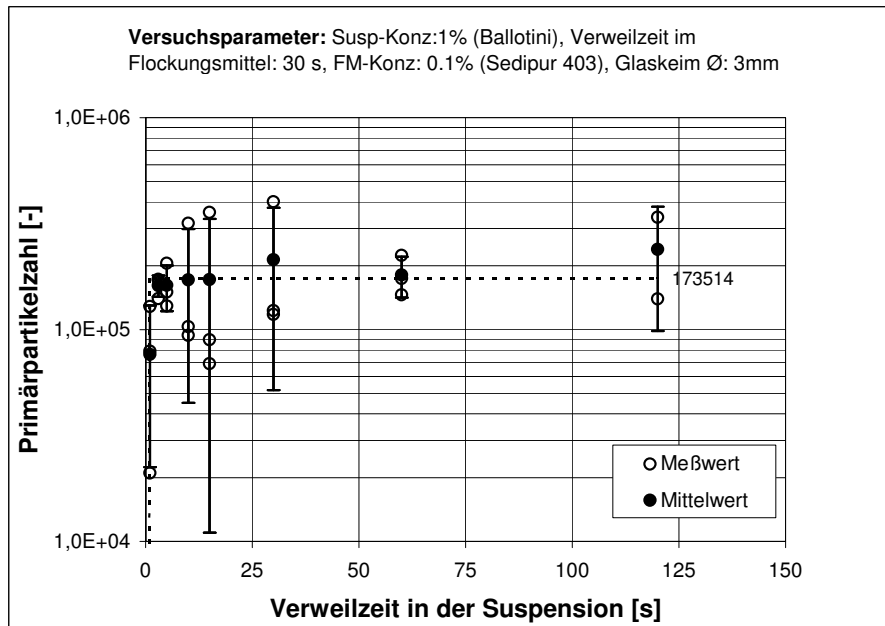


Abbildung 4-2: Flockungsmittel- und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims in der Suspension.

berücksichtigen. Sie liegt bei 2 %. Die Streuung der Partikelzahl in den Versuchen liegt bei 15 %.

In Abbildung 4-2 ist die Primärpartikelanlagerung an den Keim bei Variation der Verweilzeit zwischen 1 und 120 Sekunden in der Suspension dargestellt. Die Verweilzeit des Keimes in der 0,1 %igen Flockungsmittellösung betrug 30 Sekunden. Es wurde in den vorangegangenen Untersuchungen festgestellt, daß die Gleichgewichtsbeladung in einer Sekunde erreicht ist, deshalb kann hier jede Verweilzeit > 1 Sekunde gewählt werden.

Der Anlagerungsprozeß der Partikel an den mit Flockungsmittel beladenen Keim ist erst bei Verweilzeiten > 1 Sekunde abgeschlossen. Die Partikelzahl zeigt bei Verweilzeiten > 1 Sekunde keine signifikanten Änderungen. Die Zahl der angelagerten Partikel liegt mit  $173514 \pm 44310$  Partikeln in der erwarteten Größenordnung, wenn dieses Versuchsergebnis mit dem der Abbildung 4-1 verglichen wird.

In den folgenden Untersuchungen wurde die Verweilzeit des Keimes in der 0,1 %igen Flockungsmittellösung auf 1 Sekunde reduziert, da die Gleichgewichtsbeladung hier bereits erreicht ist (vgl. Abbildung 4-1). Die Verweilzeiten des Keimes in der Partikelsuspension wurden zwischen 1 bis 60 Sekunden variiert. Es kamen Keime unterschiedlichen Durchmessers zum Einsatz: 1,5, 3 und 6 mm. Die Ergebnisse sind

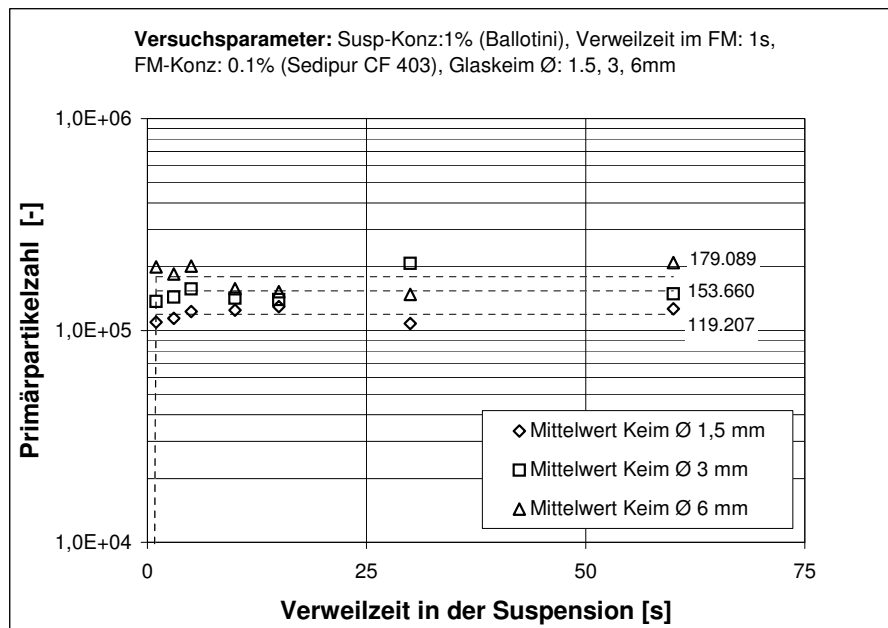


Abbildung 4-3: Flockungsmittel- und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims in der Suspension und unterschiedlichen Keimgrößen.

in Abbildung 4-3 dargestellt. Zur besseren Übersicht werden hier nur die Mittelwerte der drei Wiederholungsmessungen wiedergegeben (vgl. die Abbildungen A-2, A-3, A-4 im Anhang).

Unabhängig von der Keimgröße ist die Gleichgewichtsbeladung innerhalb 1 Sekunde erreicht. Für die weitergehenden Untersuchungen wurde die Verweilzeit des Keimes in der Flockungsmittellösung und in der Suspension auf 1 Sekunde festgelegt.

Die Zahl der angelagerten Partikel nimmt mit der Keimgröße zu. Im Hinblick auf die Zunahme der Keimoberfläche nimmt der Bedeckungsgrad (Partikelzahl/Keimoberfläche in  $\text{mm}^2$ ) jedoch ab. (vgl. Tabelle 4-1). Das deutet darauf hin, daß die Dichte

Tabelle 4-1: Bedeckungsgrad von Pelletflockenkeimen

Keimdurchmesser [mm]	Partikelzahl [-]	Keimoberfläche [ $\text{mm}^2$ ]	Bedeckungsgrad [Partikelzahl/ $\text{mm}^2$ ]
1,5	119207	7,1	16864
3	153660	28,3	5435
6	179089	113,1	1583



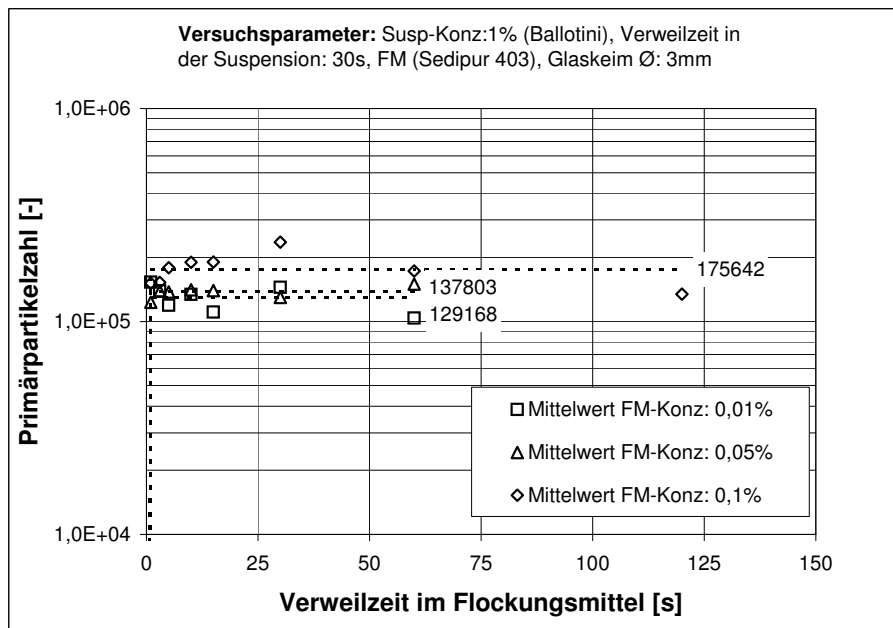


Abbildung 4-4: Flockungsmittel- und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel bei unterschiedlichen Flockungsmittelkonzentrationen.

von Pelletflocken mit zunehmender Größe abnehmen könnte. Die Abnahme des Keimbedeckungsgrades mit steigender Größe kann entweder auf einen sinkenden Bedeckungsgrad des Keimes mit Flockungsmittel zurückgeführt werden oder auf einen sinkenden Bedeckungsgrad des mit Flockungsmittel belegten Keimes mit Primärpartikeln.

#### 4.1.2 Einfluß der Flockungsmittelkonzentration

Weitere Messungen wurden mit unterschiedlichen Flockungsmittelkonzentrationen durchgeführt. In Abbildung 4-4 sind die Ergebnisse des zeitlichen Verlaufs der Flockungsmittelanlagerung bei Konzentrationen von 0,01%, 0,05% und 0,1% einander gegenüber gestellt. Zur besseren Übersicht sind in dieser vergleichenden Darstellung nur die Mittelwerte der Messungen dargestellt (vgl. die Abbildungen A-5, A-6, A-7 im Anhang).

Ebenso wie bei der oben besprochenen Flockungsmittelkonzentration von 0,1 %, ist auch bei Konzentrationen von 0,05 % und 0,01 % im untersuchten Bereich die Gleichgewichtsbeladung der Primärpartikel auf dem Keim innerhalb einer Sekunde

erreicht und es ergeben sich keine signifikanten Änderungen der Partikelzahl in Abhängigkeit von der Verweilzeit des Keimes in der Flockungsmittellösung.

Die Zahl der Partikel, bei der die Gleichgewichtsbeladung erreicht ist, ist abhängig von der Flockungsmittelkonzentration, da sie mit steigender Konzentration zunimmt. Sie ist abhängig von der Zahl der in der Flockungsmittellösung vorliegenden Polymermoleküle. Möglicherweise liegt auch ein Einfluß der Viskosität der Flockungsmittellösungen vor, die mit der Konzentration der Lösung ansteigt.

Die Erhöhung der Flockungsmittelkonzentration um das Fünffache bzw. Zehnfache führt nur zu einer Steigerung der Zahl der angelagerten Primärpartikel um 6,7 % bzw. 27,5 %. Eine Ursache für den nichtproportionalen Anstieg der Zahl der angelagerten Primärpartikel im Hinblick auf den Anstieg der Flockungsmittelkonzentration ist die Konformation der Polymermoleküle des Flockungsmittels. In einer konzentrierten Lösung liegen die Moleküle in einer stärker geknäulten Form vor als in einer verdünnten Lösung [29, 34]. Je stärker ein Molekül entknäult ist, desto mehr Ladungsträger können für die Anlagerung von Partikeln genutzt werden. Es werden bei geringer Konzentration im Verhältnis mehr Partikel angelagert. Für die weiteren Untersuchungen wird eine Flockungsmittelkonzentration von 0,1 % gewählt.

#### 4.1.3 Einfluß der Keimgröße

Ein wichtiger Parameter bei der Pelletierungsflockung ist die Keim- oder Pelletflokkenoberfläche, da sie die Fläche darstellt, an welche die nächste Primärpartikelschicht angelagert wird (vgl. Abbildung 4-5).

Der Bedeckungsgrad läßt sich über den Feststoffflächenanteil, analog dem Feststoffvolumenanteil oder dem korrespondierenden Hohlraumvolumenanteil einer Packung, wiedergeben. Der Feststoffflächenanteil stellt die zweidimensionale Betrachtungsweise dar.

Der Feststoffflächenanteil  $(1 - \varepsilon)_F$  ist das Verhältnis der Fläche  $A_F$ , die aus der Summe der kreisförmigen Projektionsflächen der Primärpartikel gebildet wird, zur Kugeloberfläche  $A$  welche die angelagerten Primärpartikel mittig schneidet. Die Kugeloberfläche wird aus dem Keimdurchmesser  $D_K$  und dem Primärpartikeldurchmesser  $d_P$  gebildet.

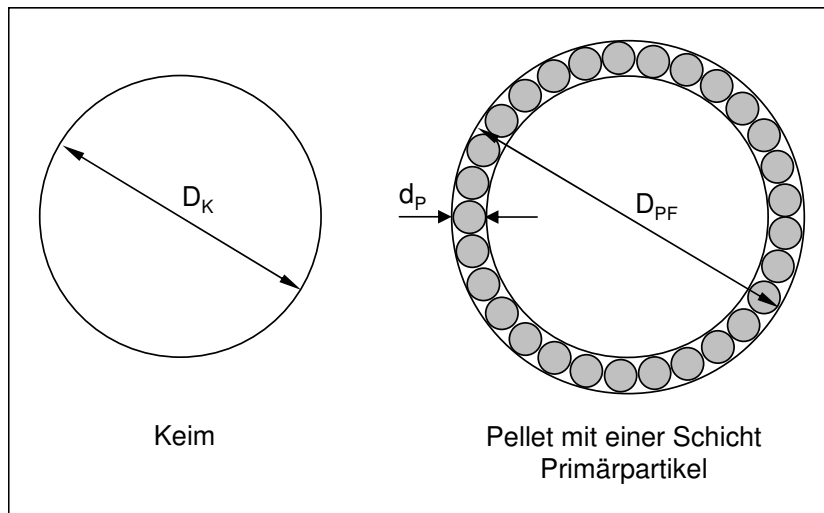


Abbildung 4-5: Pelletflockenkeim mit einer angelagerten Primärpartikelschicht.

$$(1 - \varepsilon_F) = A_F / A \quad (\text{Gleichung 4-1})$$

wobei mit

$$A = \pi \cdot (D_K + d_P)^2 \quad (\text{Gleichung 4-2})$$

und

$$A_F = \frac{1}{4} N \cdot \pi \cdot d_P^2 \quad (\text{Gleichung 4-3})$$

daraus folgt:

$$(1 - \varepsilon_F) = \frac{N}{4} \frac{d_P^2}{(D_K + d_P)^2} \quad (\text{Gleichung 4-4})$$

Für das Primärpartikel wird im Modell die Kugelform angenommen. Bei den Ballotinis trifft diese Annahme zu, bei den späteren Untersuchungen mit Kaolin jedoch nicht. Trotzdem wird weiterhin vereinfachend von dieser Annahme ausgegangen.

Da der Primärpartikeldurchmesser  $d_p$  wesentlich kleiner als der Keimdurchmesser  $D_K$  ist, wird er im Nenner vernachlässigt.

$$(1 - \varepsilon_F) = \frac{N}{4} \cdot \frac{d_p^2}{D_K^2} \quad (\text{Gleichung 4-5})$$

oder

$$N = \frac{4 \cdot D_K^2}{d_p^2} (1 - \varepsilon_F) \quad (\text{Gleichung 4-6})$$

In den Untersuchungen wurden die auf die Keime unterschiedlicher Größe angelagerten Primärpartikel bestimmt und daraus der Feststoffflächenanteil ermittelt (vgl. Tabelle 4-2). Die Feststoffflächenanteile der Pelletflocken nehmen mit steigendem Keimdurchmesser ab.

Tabelle 4-2: Berechnete Feststoffflächenanteile für Keime unterschiedlicher Größe

Keimdurchmesser [mm]	Feststoffflächenanteil [-]
1,5	0,45
2,0	0,26
3,0	0,11
4,0	0,07
5,0	0,05
6,0	0,05
8,0	0,03
10,0	0,02

Beispiele aus der Literatur [21, 24, 25] zeigen, daß der Feststoffflächenanteil  $(1 - \varepsilon)_F$  von klassischen Flocken und Agglomeraten aus der Schüttguttechnik [47] mit zunehmender Größe abnimmt. Also wurde in den Untersuchungen eine Anlagerung realisiert, die der Flockung entspricht.

Zur Quantifizierung der Abnahme des Feststoffflächenanteils in Abhängigkeit von der Keimgröße wurden die in der Tabelle 4-2 dargestellten Ergebnisse als dimensionsloser Durchmesser  $D_K/d_p$  über den Feststoffflächenanteil aufgetragen (Abbildung 4-6). Dabei ergibt sich in doppeltlogarithmischer Auftragung eine Gerade. Die entsprechende Potenzfunktion lautet:

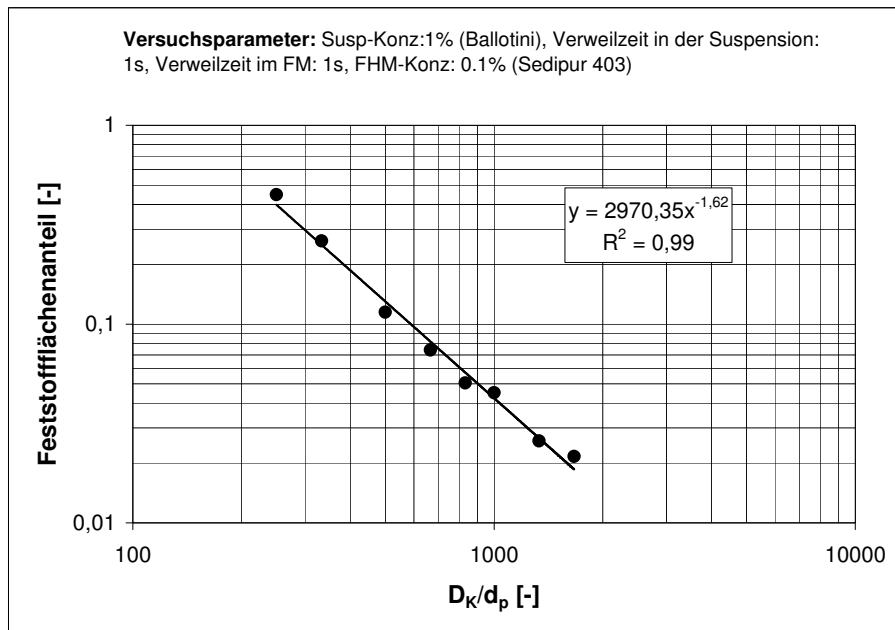


Abbildung 4-6: Feststoffflächenanteile von Pellettflocken in Abhängigkeit vom Durchmesser Verhältnis.

$$(1 - \varepsilon_F) = k_\varepsilon \cdot \left( \frac{D_K}{d_p} \right)^a \quad (\text{Gleichung 4-7})$$

mit

$$\begin{aligned} k_\varepsilon &= 2970,35 \\ a &= -1,62 \\ \text{Bestimmtheitsmaß} &= 0,99 \end{aligned}$$

Die Konstanten  $k_\varepsilon$  und  $a$  sind abhängig von Einflußfaktoren wie Energieeintrag und Flockungsmiteigenschaften. Nähere Untersuchungen zu den Einflußfaktoren auf diese Konstanten wurden nicht durchgeführt.

Die Abhängigkeit des Feststoffflächenanteils vom Keimdurchmesser spiegelt sich im Exponenten  $a$  wieder. Nimmt  $a$  einen Wert von -2 an, dann sinkt der Feststoffflächenanteil mit steigender Keimoberfläche, nimmt  $a$  hingegen einen Wert von -1 an, dann sinkt der Feststoffflächenanteil mit steigendem Keimdurchmesser. Bei  $a = 0$  bleibt der Feststoffflächenanteil trotz zunehmender Keimgröße konstant. Mit einem Wert von  $a = -1,62$  nimmt der Feststoffflächenanteil mit steigender Keimgröße ab.

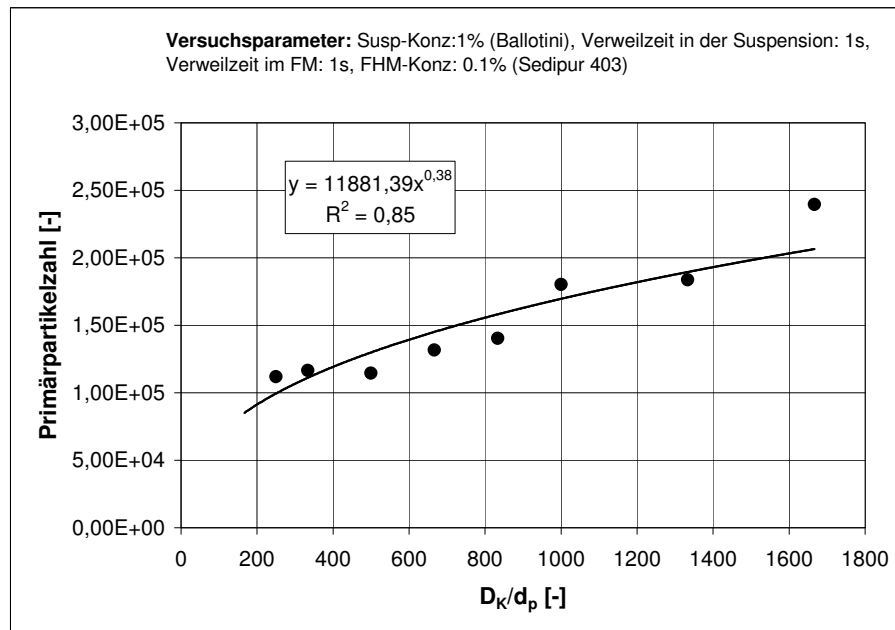


Abbildung 4-7: Einfluß der Keimgröße auf die Zahl der angelagerten Primärpartikel.

Aus [Gleichung 4-6](#) und [Gleichung 4-7](#) läßt sich eine Beziehung für die Abhängigkeit der Zahl der angelagerten Partikel vom Keimdurchmesser bestimmen.

$$N = 4 \cdot k_{\epsilon} \cdot \left( \frac{D_K}{d_p} \right)^{(2+a)} \quad (\text{Gleichung 4-8})$$

mit

$$(2 + a) = 0,38 \quad a = -1,62$$

Die Abhängigkeit ist in [Abbildung 4-7](#) dargestellt. Die Primärpartikelzahl wächst nicht proportional zur Keimgröße, sondern der Feststoffflächenanteil nimmt mit steigender Keimgröße ab (vgl. [Abbildung 4-6](#)).

#### 4.1.4 Einfluß des Energieeintrags

Der Energieeintrag wird durch Rühren der Suspension realisiert, in die der zu beschichtende Keim eingetaucht wird. Der Energieeintrag beeinflusst die Kollisionswahrscheinlichkeit zwischen Keim und Primärpartikel und damit die Anlagerungswahrscheinlichkeit. Durch die Erhöhung der Zahl der Kollisionen zwischen Partikel und Keim wird die Wahrscheinlichkeit größer, daß ein Partikel angelagert wird. Da-

mit kann durch die Steigerung des Energieeintrages die Zahl der Partikel auf dem Keim anwachsen.

Der Anstieg des Energieeintrags führt auch zu einer stärkeren Beanspruchung der Primärpartikelanordnung auf dem Keim durch die Strömung. Die an einen Keim angelagerten Partikel können durch diese Beanspruchung auf dem Keim umgeordnet werden, so daß eine dichtere Struktur entsteht. Die mechanische Synärese wird in den Prozeß implementiert.

Ein zu hoher Energieeintrag führt bei der klassischen Flockung zu Bruch und Erosion der Flocke. Überträgt man diesen Gedankengang auf die Randbedingungen bei der Anlagerung von Partikeln an einen Keim (Anlagerung nur einer Schicht), dann bedeutet ein zu hoher Energieeintrag, daß die Primärpartikel infolge zu starker Beanspruchung durch die Strömung vom Keim abgerissen werden: Es erfolgt Erosion. D.h. bei zu starker Beanspruchung nimmt die Zahl der Partikel auf dem Keim durch Erosion wieder ab. Eine Steigerung des Energieeintrags –Erhöhung der Rührerdrehzahl  $n$ – führt zu einer Erhöhung der Zahl der angelagerten Partikel und somit zu einem höheren Feststoffflächenanteil. Wird eine zu starke Beanspruchung, die zu Erosion führt, ausgeschlossen, gilt:

$$(1 - \varepsilon_F) \approx n \quad (\text{Gleichung 4-9})$$

In Abbildung 4-8 ist der Feststoffflächenanteil, berechnet aus der Primärpartikelzahl, über die Rührerdrehzahl als Maß für den Energieeintrag aufgetragen. Abbildung 4-8 zeigt, daß ausgehend vom Feststoffflächenanteil bei fehlendem Energieeintrag (Rührerdrehzahl=0 [1/s]), der Feststoffflächenanteil proportional zum Energieeintrag, d.h. mit steigender Rührerdrehzahl, erhöht werden kann. Es gilt

$$(1 - \varepsilon_F) \approx (1 - \varepsilon_F)_0 + f(n) \quad (\text{Gleichung 4-10})$$

bzw.

$$(1 - \varepsilon_F) \approx (1 - \varepsilon_F)_0 + k \cdot n \quad (\text{Gleichung 4-11})$$

mit

$$\begin{aligned} (1 - \varepsilon_F)_0 &= 0,11 \\ k &= 0,0048 \text{ [s]} \end{aligned}$$

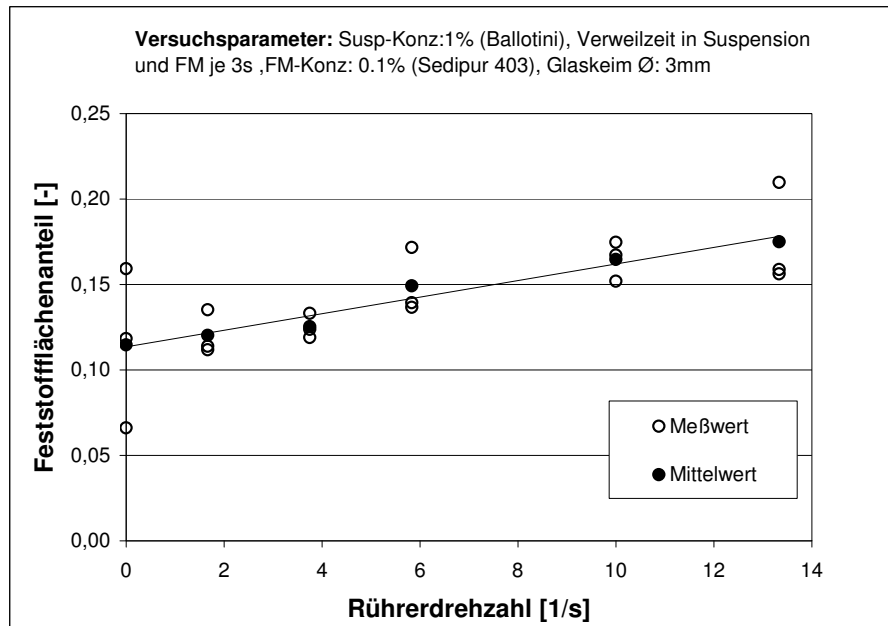


Abbildung 4-8: Einfluß des Energieeintrages auf den Feststoffflächenanteil.

Mit der [Gleichung 4-6](#) kann durch den Zusammenhang zwischen der Anzahl der angelagerten Primärpartikel und dem Keimdurchmesser die Primärpartikelanzahl zu

$$N = 4 \cdot \frac{D_K^2}{d_P^2} [(1 - \varepsilon_F)_0 + k \cdot n] \quad (\text{Gleichung 4-12})$$

ermittelt werden. Die Konstante  $k$  berücksichtigt Faktoren wie die Kollisions- und Anlagerungswahrscheinlichkeit und den Grad der Partikelumordnung. In [Abbildung 4-9](#) ist die gemessene Primärpartikelzahl über die Drehzahl des Rührers aufgetragen, zusätzlich wurde die Primärpartikelzahl aus [Gleichung 4-12](#) mit  $(1 - \varepsilon_F)_0 = 0,11$  sowie  $k = 0,0048$  berechnet. Es besteht ein linearer Zusammenhang. Im untersuchten Bereich kann Erosion ausgeschlossen werden.

Zusammenfassend wird festgestellt, daß die Anlagerung je einer Flockungsmittel- und Primärpartikelschicht bis zur Gleichgewichtsbeladung nach 1 Sekunde abgeschlossen ist. Die kurze Anlagerungszeit läßt eine Untersuchung der Kinetik des Anlagerungsprozesses mit der vorgesehenen Versuchsmethodik nicht zu. Ohne mechanische Synärese nimmt der Feststoffflächenanteil mit wachsender Keimgröße ab und mit steigendem Energieeintrag zu.



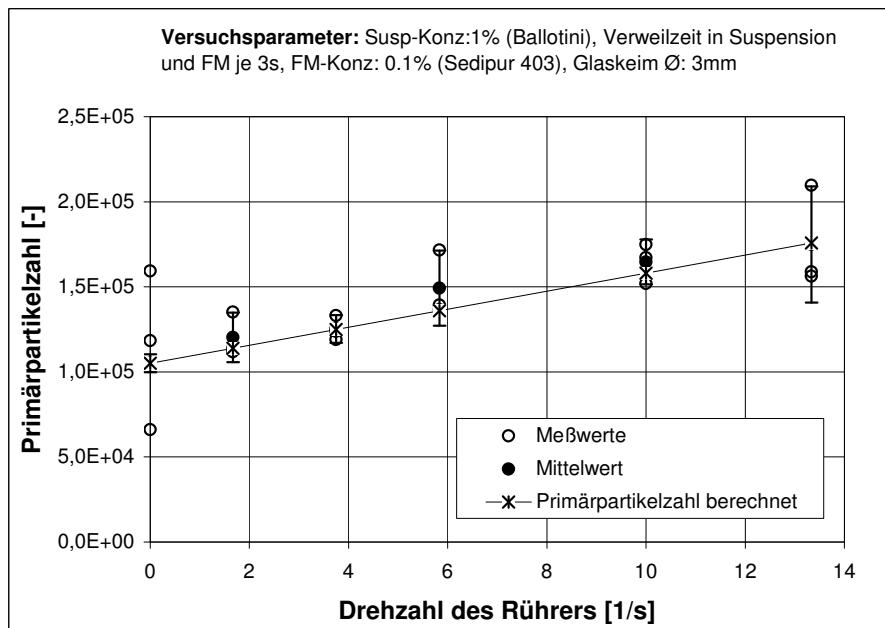


Abbildung 4-9: Einfluß des Energieeintrags auf die Zahl der angelagerten Primärpartikel.

## 4.2 Mehrschichtiger Anlagerungsprozeß von Primärpartikeln

Im Folgenden soll der mehrschichtige Aufbau von Pellettflocken untersucht werden. Pellettflocken werden im Idealfall dadurch aufgebaut, daß sich Primärpartikel schichtweise an eine Pellettflockenoberfläche anlagern, wodurch eine Schneeballstruktur entsteht. Dazu wird auf einen Keim eine definierte Anzahl von diskreten Schichten aufgebracht, indem der Keim jeweils mehrmals abwechselnd in Flockungsmittel und Suspension getaucht wird. Dieser Vorgang wird entsprechend der gewünschten Schichtzahl wiederholt. Um den Einfluß der Keim- bzw. Pellettflockengröße auf das Pellettflockenwachstum und die Pellettflockeneigenschaften zu berücksichtigen, wurden Keime unterschiedlichen Durchmessers eingesetzt.

Bei diesen Untersuchungen wurde beobachtet, daß nach dem Aufbringen einer gewissen Zahl von Partikelschichten auf den Keim ganze Partikelverbände aus der Pellettflocke herausbrachen. Die Haftkräfte des Flockungsmittels, die für die Haftung der Primärpartikel verantwortlich sind, reichen hier nicht aus. Durch die Wahl anderer Flockungsmittel konnten in weiteren Voruntersuchungen keine zufriedenstellenden Ergebnisse zur Lösung des oben erwähnten Problems erzielt werden. Als alternatives Partikelsystem bot sich Kaolin an. Durch die Wahl dieses neuen Stoffsystems konnten wesentlich mehr Schichten auf den Keim aufgebracht werden, ohne das es

zum Herausbrechen ganzer Partikelverbände kam. Damit konnte die Streuung der Partikelzahl minimiert werden. Bei Kaolin können vergleichsweise mehr Partikel in einer Schicht angelagert werden als bei Ballotinis, obwohl der Medianwert von  $8\text{ }\mu\text{m}$  bei Kaolinpartikeln größer ist als der Medianwert von Ballotinis mit  $6\text{ }\mu\text{m}$ . Die Streuungen sind durch den Wechsel von Ballotinis auf Kaolin von bis zu 62 % auf unter 13 % gesunken.

Für die weiteren Versuche wurde 0,1 %ige Flockungsmittellösung des Polymers Cytec 442, welches sich in Vorversuchen als vorteilhaft erwiesen hat sowie eine 1 %ige Kaolinsuspension eingesetzt. Es wurde eine Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel und in der Suspension von jeweils 1 Sekunde gewählt. Die folgenden Versuche wurden sowohl mit als auch ohne Energieeintrag durchgeführt. Bei Versuchen mit Energieeintrag wurde der verwendete Magnetrührer auf 250 U/min eingestellt. Auch bei diesen Versuchen wurden Keime unterschiedlicher Größe verwendet: 1,5, 2, 3, 4 und 5 mm im Durchmesser.

#### **4.2.1 Pelletflockenwachstum**

In Abbildung 4-10 sind die Ergebnisse der Untersuchungen für die Keimdurchmesser 1,5, 2, 3, 4 und 5 mm ohne Energieeintrag gegenüber der Zahl der aufgetragenen Schichten dargestellt. Die Pelletflocken wuchsen bei allen gewählten Durchmessern mit der Zahl der aufgetragenen Schichten linear und im gleichen Verhältnis an. Die Geraden für die entsprechenden Keimgruppen besitzen gleiche Steigung. Das Pelletflockenwachstum ist unabhängig von der Aggregatgröße.

#### **Theoretische Betrachtung zum Pelletflockenwachstum**

Der Durchmesser einer Pelletflocke  $D_{PF}$  wächst, unter Vernachlässigung eines möglichen Einflusses des Flockungsmittels, mit einer angelagerten Schicht Primärpartikel um zwei Primärpartikeldurchmesser  $d_P$  an. In einer nächsten Schicht kann wieder eine Durchmesserzunahme um zwei Primärpartikeldurchmesser erfolgen, wenn sich das anzulagernde Primärpartikel auf den Vorhergehenden absetzt (vgl. Abbildung 4-11-a). Es kann sich aber auch im Zwischenraum zwischen zwei Partikeln der vorhergehenden Schicht anlagern (vgl. Abbildung 4-11-b und Abbildung 4-11-c). Des Weiteren können die angelagerten Primärpartikel mehr als eine Schicht ausbilden (Abbildung 4-11-e) oder die angelagerte Schicht ist sehr locker aufgebaut (Ab-

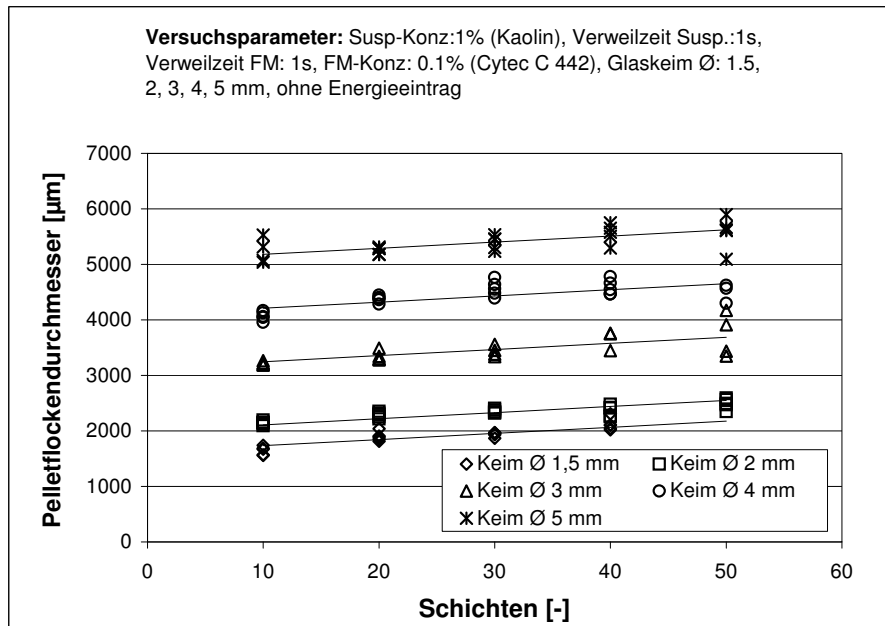


Abbildung 4-10: Schichtenwachstum von Pelletflocken, ohne Energieeintrag.

bildung 4-11-d) Diese Sachverhalte sind in Abbildung 4-11 zweidimensional d.h. als Schnitt dargestellt.

Mathematisch läßt sich die Anlagerung der ersten Partikelschicht an den Keim mit dem Durchmesser  $D_K$  wie folgt formulieren:

$$D_{PF} = D_K + 2 \cdot d_P \quad (\text{Gleichung 4-13})$$

Für die Anlagerung mehrerer diskreter Partikelschichten  $n_S$  gilt:

$$D_{PF} = D_K + 2 \cdot n_S \cdot d_P \quad (\text{Gleichung 4-14})$$

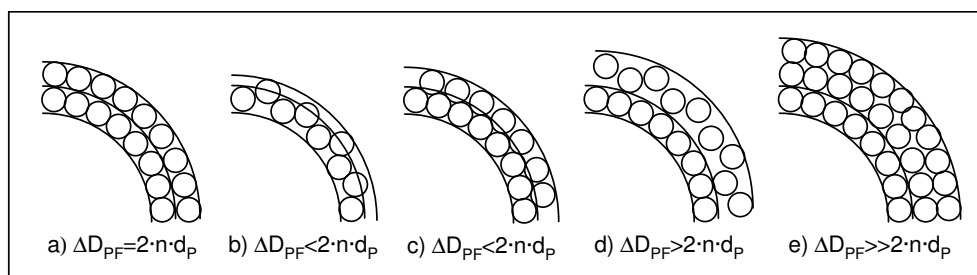


Abbildung 4-11: Schichtdicken von Pelletflocken bei unterschiedlichen Anlagerungsformen.

Hierdurch wird ein Wachstum von Pelletflocken beschrieben, bei denen sich die neue Schicht Partikel an die vorhergehende anlagert, ohne daß die Partikelschichten ineinandergreifen (vgl. Abbildung 4-11-a). In realen Packungsstrukturen greifen die Partikelschichten jedoch ineinander, sei es, weil die innere Schicht nicht vollständig aufgefüllt worden ist, (vgl. Abbildung 4-11-b) oder weil das neue Partikel eine stabile Lage zwischen den Partikeln der vorhergehenden Schicht findet (vgl. Abbildung 4-11-c). Diesem Sachverhalt soll durch den Faktor  $k_S$  Rechnung getragen werden:

$$D_{PF} = D_K + 2 \cdot n_S \cdot k_S \cdot d_P \quad (\text{Gleichung 4-15})$$

Das Produkt  $2 \cdot k_S \cdot d_P$  beschreibt die Ausdehnung einer Partikelschicht in radialer Richtung. Ist das Produkt gleich dem Doppelten des Primärpartikeldurchmessers, dann greifen die einzelnen Schichten nicht ineinander. Ist das Produkt kleiner als das Doppelte des Primärpartikeldurchmessers, dann greifen die Schichten ineinander, d.h. die Partikel suchen sich eine stabile Lage in der inneren Schicht oder die innere Schicht war nicht komplett aufgefüllt. Wenn das Produkt aus  $2 \cdot k_S \cdot d_P$  größer als der doppelte Primärpartikeldurchmesser ist, dann hat die Schicht eine radiale Ausdehnung, die größer als zwei Primärpartikeldurchmesser ist. Es hat sich in einem Anlagerungsschritt mehr als eine Partikelschicht auf dem Keim gebildet oder die Schicht ist sehr locker aufgebaut.

In der Abbildung 4-10 und der Abbildung 4-12 sind die Ergebnisse der Messungen dargestellt. Die Steigung der Geraden gibt das Produkt  $2 \cdot k_S \cdot d_P$  wieder. In der Tabelle 4-3 sind die Steigungen aufgeführt. Aus der Steigung wird der zugehörige  $k_S$ -Wert berechnet. Als Durchmesser der Primärpartikel wird der Modalwert der Volumenverteilung des Partikelsystems herangezogen, er beträgt  $8 \mu\text{m}$ .

Tabelle 4-3:  $k_S$ -Werte für das Schichtenwachstum von Pelletflocken.

ohne Energieeintrag		mit Energieeintrag	
Steigung $2 \cdot k_S \cdot d_P$	$k_S$ -Wert	Steigung $2 \cdot k_S \cdot d_P$	$k_S$ -Wert
11,05	0,69	23,99	1,5

Bei den Versuchen ohne Energieeintrag beträgt das Produkt  $2 \cdot k_S \cdot d_P = 11,05$ . Die radiale Ausdehnung der jeweiligen Schichten beträgt 0,69. Die Schichten greifen ineinander, denn mit jeder Schicht wächst die Pelletflocke um  $2 \cdot 5,52 \mu\text{m}$ , wobei

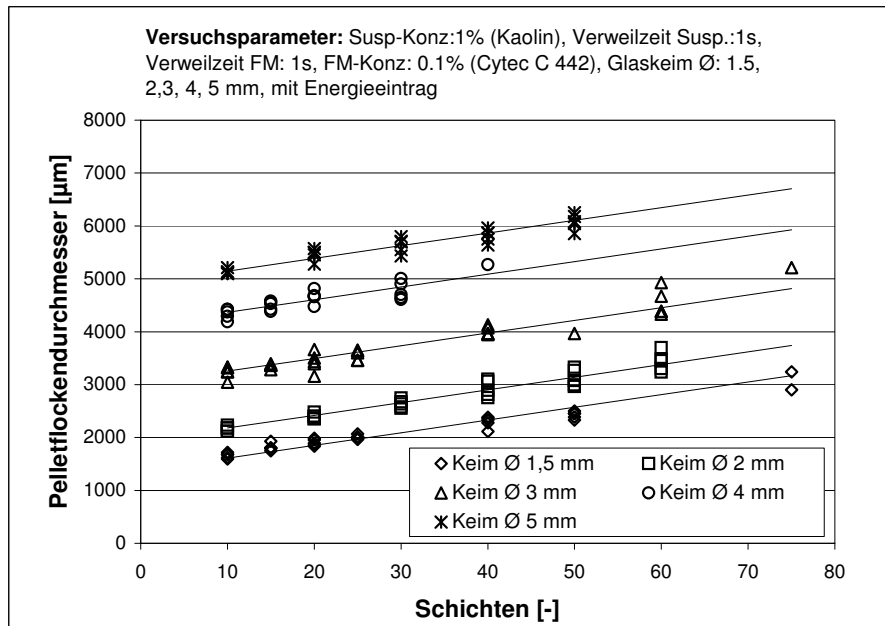


Abbildung 4-12: Schichtenwachstum von Pelletflocken mit Energieeintrag.

der Primärpartikeldurchmesser  $8 \mu\text{m}$  beträgt. Die Schichten sind locker aufgebaut, so daß die in der darauffolgenden Schicht angelagerten Partikel sich auch zwischen den Partikeln der vorhergehenden anordnen (vgl. Abbildung 4-11 b oder c).

Bei den Versuchen mit Energieeintrag beträgt das Produkt  $2 \cdot k_S \cdot d_P = 23,99$  und damit der  $k_S$ -Wert 1,5. Die radiale Ausdehnung der Schicht ist größer als zwei Primärpartikeldurchmesser, es werden mehr Partikel angelagert, als eine diskrete Schicht umfaßt. Durch den Energieeintrag werden Partikel in den Schichten umgeordnet und die Kollisions- und Anlagerungswahrscheinlichkeit nehmen zu. Durch die Umordnung der Partikel kann es zu einer Anlagerung mehrerer Partikelschichten kommen (vgl. Abbildung 4-11 d und e).

#### 4.2.2 Pelletflockenstruktur und Partikelzahl

Im vorangegangenen Kapitel wurde das Pelletflockenwachstum beschrieben. Die Untersuchung war auf die Interpretation des Durchmesserzuwachses durch Schichtenanlagerung beschränkt. Deshalb wird in diesem Kapitel die Zahl der in den entsprechenden Schichten angelagerten Partikel hinzugezogen. Die Ergebnisse sind in der Abbildung 4-13 und der Abbildung 4-14 dargestellt.

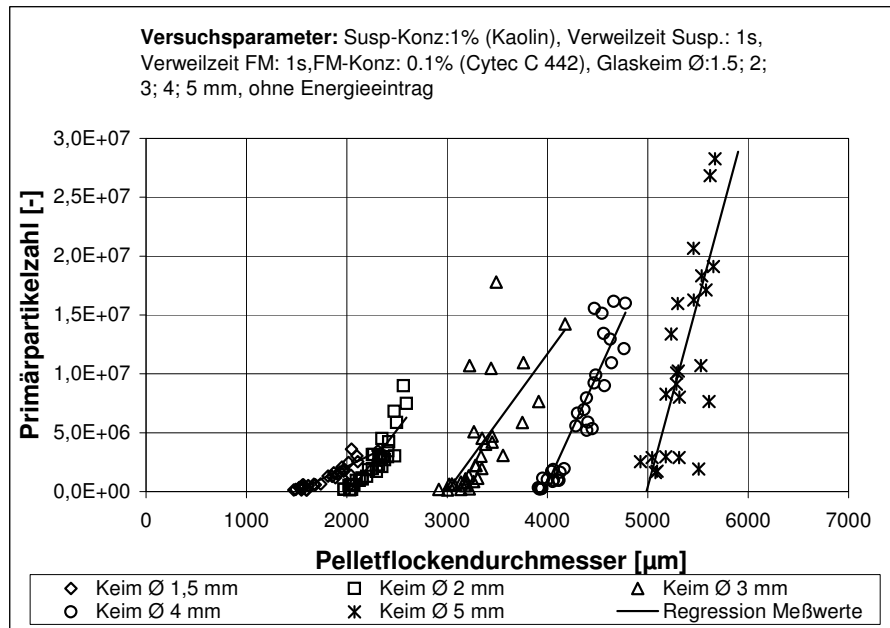


Abbildung 4-13: Zusammenhang zwischen Pelletflockendurchmesser und Primärpartikelzahl (ohne Energieeintrag).

Zunächst eine theoretische Betrachtung: Die innere Struktur einer Pelletflocke läßt sich über das Verhältnis des Volumens  $V_P$  der sie bildenden Primärpartikel zum Pelletflockenvolumen  $V_{PF}$  beschreiben, also über den Feststoffvolumenanteil  $(1 - \varepsilon)$ . Das Partikelvolumen entspricht dem Produkt aus dem Volumen eines Partikels und seiner Anzahl:

$$(1 - \varepsilon) = \frac{N \cdot V_P}{V_{PF}} \quad (\text{Gleichung 4-16})$$

Der Feststoffvolumenanteil in [Gleichung 4-16](#) beschreibt den integralen Wert aller aufgetragenen Schichten der Pelletflocke abzüglich des Keims. Die Zahl der Partikel einer Pelletflocke beträgt:

$$N = \frac{(1 - \varepsilon) \cdot V_{PF}}{V_P} \quad (\text{Gleichung 4-17})$$

In den Untersuchungen wurde eine definierte Anzahl von Schichten aus Primärpartikeln auf einen Keim aufgebracht, um die Änderung des Feststoffvolumenanteils gegenüber dem Pelletflockendurchmesser zu quantifizieren. Wird zudem das Keimvolumen  $V_K$  berücksichtigt, reduziert sich das Volumen der Pelletflocke um das

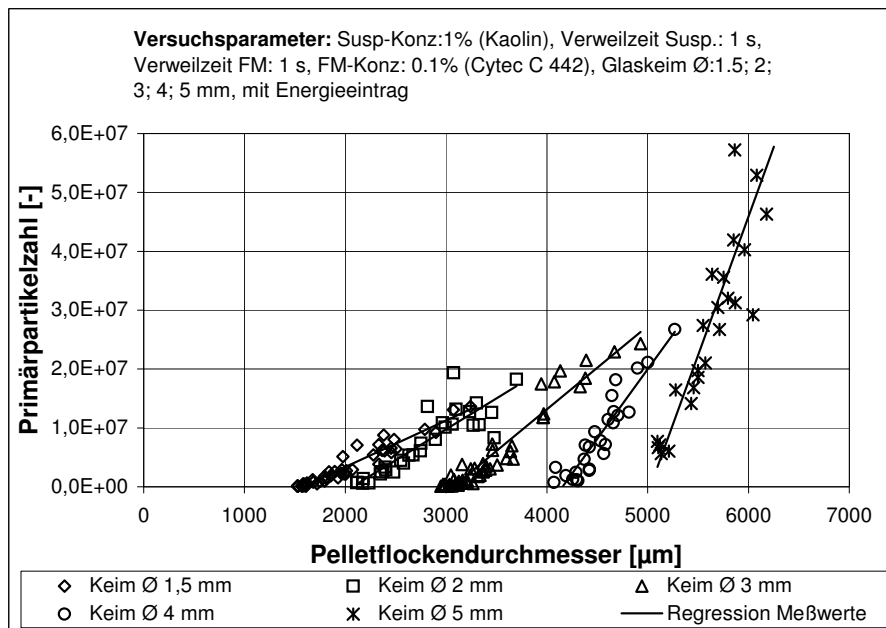


Abbildung 4-14: Zusammenhang zwischen Pelletflockendurchmesser und Primärpartikelzahl (mit Energieeintrag).

Keimvolumen:

$$N = (1 - \varepsilon) \frac{V_{PF} - V_K}{V_P} \quad (\text{Gleichung 4-18})$$

Wird das Volumen als Funktion der Durchmesser dargestellt, folgt:

$$N = (1 - \varepsilon) \frac{D_{PF}^3 - D_K^3}{d_P^3} \quad (\text{Gleichung 4-19})$$

Die Feststoffvolumenanteile sind abhängig von der Zahl der aufgetragenen Schichten und vom gewählten Keim. Die entsprechenden Werte sind in der Tabelle 4-4 und Tabelle 4-5 dargestellt. Die Werte stellen die Mittelwerte mehrerer Messungen dar.

Der Feststoffvolumenanteil der Pelletflocken nimmt tendenziell mit steigender Pelletflockengröße ab. Pelletflocken, die bei zusätzlichem Energieeintrag gebildet wurden, weisen demgegenüber tendenziell eine Zunahme des Feststoffvolumenanteils auf. Diese Eigenschaft entspricht derjenigen von klassischen Flocken und der von Pellets aus Schüttgütern. Hier fällt auch der Feststoffvolumenanteil mit der Aggregatgröße.

Tabelle 4-4: Feststoffvolumenanteile in Abhängigkeit von der Keimgröße und der Schichtzahl (ohne Energieeintrag)

Keimdurchmesser [ $\mu\text{m}$ ]	Schichtzahl				
	10	20	30	40	50
1500	0,29	0,22	0,22	0,26	
2000	0,25	0,25	0,27	0,28	0,40
3000	0,15	0,13	0,18	0,18	0,22
4000	0,10	0,12	0,16	0,20	0,14
5000	0,13	0,11	0,17	0,14	0,13

Tabelle 4-5: Feststoffvolumenanteile in Abhängigkeit von der Keimgröße und der Schichtzahl (mit Energieeintrag)

Keimdurchmesser [ $\mu\text{m}$ ]	Schichtzahl				
	10	20	30	40	50
1500	0,28	0,35	(0,36)*	0,38	0,31
2000	0,20	0,25	0,26	0,32	0,29
3000	0,16	0,14	(0,19)*	0,21	(0,16)+
4000	0,10	0,20	0,29		
5000	0,16	0,20	0,20	0,25	0,23

\* 25 Schichten

+ 60 Schichten

Entgegen den Vorstellungen aus der klassischen Flockung oder Schüttgutpelletierung, steigt der Feststoffvolumenanteil mit der Schichtzahl, abgesehen von einigen Ausnahmen, tendenziell an, d.h. es kommt mit steigender Schichtzahl zu einer Verdichtung der Pelletflocke. Ziel der Pelletierungsflockung ist das Erreichen eines konstanten Feststoffvolumenanteils unabhängig von der Pelletflockengröße. Ein signifikanter Unterschied in bezug auf den Feststoffvolumenanteil bei den Untersuchungen mit und ohne Energieeintrag kann nicht festgestellt werden (vgl. Tabelle 4-4 und Tabelle 4-5). Unter Berücksichtigung der Ergebnisse aus dem vorangegangenen Kapitel konnte nachgewiesen werden, daß Pelletflocken, die unter Energieeintrag gebildet werden, schneller wachsen.

Der Zusammenhang zwischen Partikelzahl, Pelletflockengröße und Feststoffvolumenanteil läßt sich für jeden Keim und einer definierten Anzahl von Schichten durch die Gleichung 4-19 beschreiben. Der Feststoffvolumenanteil hängt also, wie oben festgestellt, von der Pelletflockengröße, d.h. Keimgröße und Zahl der aufgetragenen Schichten, ab. Es gilt:



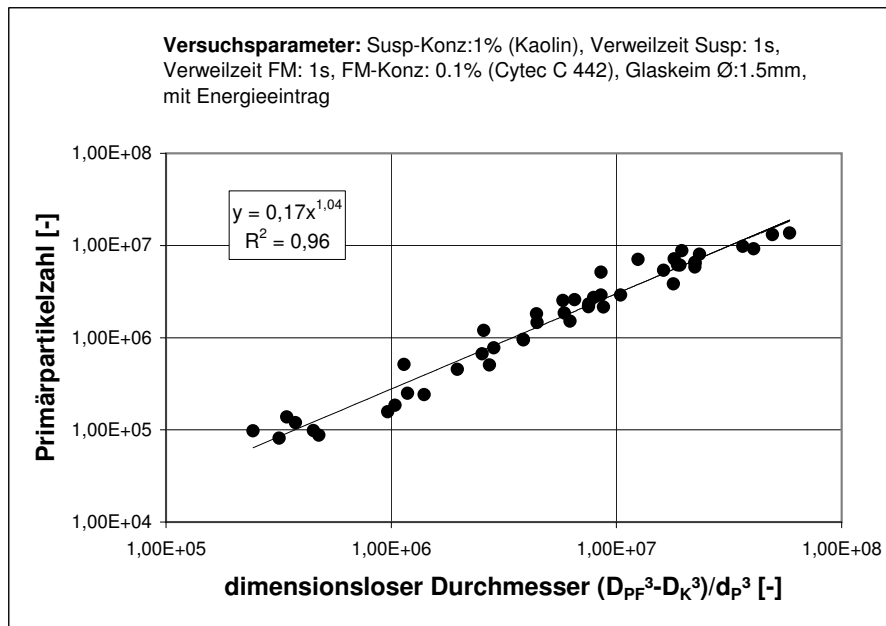


Abbildung 4-15: Zusammenhang zwischen Pellettflockengröße und Primärpartikelzahl.

$$N = \alpha \left( \frac{D_{PF}^3 - D_K^3}{d_P^3} \right)^\beta \quad (\text{Gleichung 4-20})$$

und mit Gleichung 4-19 gilt:

$$(1 - \varepsilon) = \alpha \left( \frac{D_{PF}^3 - D_K^3}{d_P^3} \right)^{\beta-1} \quad (\text{Gleichung 4-21})$$

In Abbildung 4-15 ist dieser Zusammenhang für eine Pellettflocke mit einem Keim von 1,5 mm und mit Energieeintrag beispielhaft dargestellt. In der Tabelle 4-6 sind die Konstanten  $\alpha$  und  $\beta$  für verschiedene Keimgrößen zusammengestellt. Die Konstanten  $\alpha$  und  $\beta$  geben die Einflußfaktoren des Prozesses wieder. Zu den Einflußfaktoren gehören unter anderem die Suspensionsart und -konzentration, die Flokkungsmittelart und -konzentration sowie die Art und Höhe des Energieeintrages. Mit Zunahme der Keimgröße nimmt der Wert für  $\alpha$  bis zu einem Minimum bei 4 mm stark ab, während der Wert für  $\beta$  bis zum Maximum bei 4 mm zunimmt. Der Feststoffvolumenanteil nimmt mit Zunahme der Keimgröße ab und mit zunehmender Schichtzahl zu.

Zusammengefaßt: Die Wachstumsgeschwindigkeit von Pellettflocken, die durch mehrschichtige Anlagerung von Primärpartikeln gebildet wurden, ist unabhängig von ihrer Größe. Die Wachstumsgeschwindigkeit ist abhängig vom Energieeintrag, nämlich

Tabelle 4-6: Vergleich von Pelletflocken

Keimdurchmesser [ $\mu\text{m}$ ]	ohne Energieeintrag		mit Energieeintrag	
	$\alpha$	$\beta$	$\alpha$	$\beta$
1500	0,18	1,01	0,17	1,04
2000	0,17	1,03	0,11	1,05
3000	0,08	1,0	0,04	1,07
4000	0,003	1,2	0,001	1,29
5000	0,014	0,99	0,003	1,23

bei Energieeintrag höher. Der Feststoffvolumenanteil nimmt tendenziell mit der Pelletflockengröße ab, aber mit der Zahl der angelagerten Schichten zu.

### 4.3 Diskontinuierliche Pelletierungsflockung im Rührreaktor

Bisher wurde die Pelletierungsflockung mit schichtweisem Aufbau an einzelnen Aggregaten mit Keimen als Anlagerungsfläche betrachtet. Ein weiterer Untersuchungsschwerpunkt war die diskontinuierliche Herstellung von Pelletflocken in einem Reaktor ohne Verwendung von Glaskeimen. Es sollte aber weiterhin die Möglichkeit bestehen, diskrete Schichten auf eine Mutterpelletflocke anzulagern, um das Parallelmodell von Yusa zu realisieren. Daher wurden die folgenden Untersuchungen in einem Becherglas mit Rührer durchgeführt. Um die Anlagerung diskreter Schichten zu erreichen, wurden alternierend Flockungsmittel und Suspension zugeführt. Die Auswertung der Versuche erfolgte über die Bestimmung der Pelletflockengröße und der Primärpartikelzahl.

Im vorangegangenen Kapitel ist die innere Struktur von Pelletflocken über eine Beziehung zwischen der Partikelzahl und der Pelletflockengröße, nach [Gleichung 4-19](#) beschrieben worden. Ohne Keim ( $D_K = 0$ ) gilt:

$$N = (1 - \varepsilon) \frac{D_{PF}^3}{d_P^3} \quad (\text{Gleichung 4-22})$$

Es wurde festgestellt, daß die Zahl der Primärpartikel von der Pelletflockengröße abhängt. Die Ergebnisse der in diesem Zusammenhang durchgeführten Versuche lassen sich nicht direkt durch die Beziehung aus [Gleichung 4-22](#) beschreiben, je-

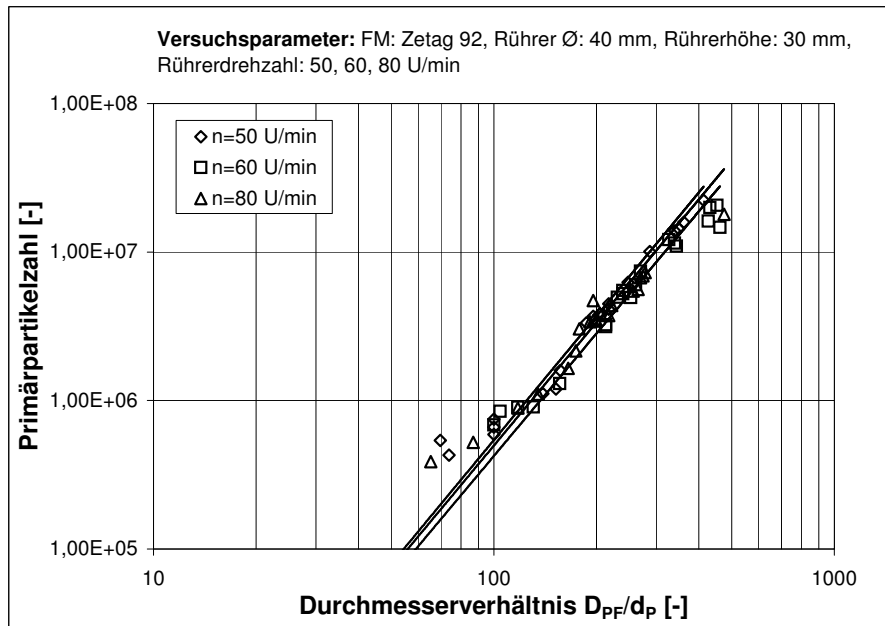


Abbildung 4-16: Abhängigkeit der Primärpartikelzahl vom Durchmesser Verhältnis bei unterschiedlicher Rührerdrehzahl.

doch ist auch der integrale Feststoffvolumenanteil der Pelletflocken, die bei den hier durchgeführten Versuchen entstanden, abhängig von der Pelletflockengröße.

Wie aus der Abbildung 4-16, und den Abbildungen A-8, A-9 sowie A-10 im Anhang hervorgeht, besteht zwischen der Partikelzahl und der Pelletflockengröße ein Zusammenhang der Form:

$$N = \alpha \left( \frac{D_{PF}}{d_P} \right)^\beta \quad (\text{Gleichung 4-23})$$

Die Berücksichtigung von Gleichung 4-22 und Gleichung 4-23 führt zu:

$$(1 - \varepsilon) = \alpha \left( \frac{D_{PF}}{d_P} \right)^{\beta-3} \quad \text{für} \quad \frac{D_{PF}}{d_P} > 100 \quad (\text{Gleichung 4-24})$$

Bei den durchgeführten Versuchen ergeben sich die in Tabelle 4-7 aufgeführten Werte für  $\alpha$  und  $\beta$ .

Der Feststoffvolumenanteil lässt sich nun berechnen. In den Abbildungen A-11 bis A-18 im Anhang sind die Ergebnisse dargestellt. Der Feststoffvolumenanteil lässt sich über den Potenzansatz aus Gleichung 4-24 beschreiben. Er ist abhängig von den Versuchsbedingungen und vom Pelletflockendurchmesser. Er nimmt mit wach-

Tabelle 4-7: Werte der Parameter  $\alpha$  und  $\beta$  zur Berechnung des Feststoffvolumenanteils der untersuchten Pelletflocken aus den Versuchen.

Versuch	1	2	3	4	5	6	7	8	9
$\alpha$	1,01	1,57	1,43	1,55	0,91	1,56	1,31	1,27	1,57
$\beta$	2,89	2,77	2,74	2,75	2,80	2,74	2,77	2,74	2,74

sendem Pelletflockendurchmesser ab (vgl. Abbildung 4-17). In die Konstanten  $\alpha$  und  $\beta$  fließen die Versuchsbedingungen wie Rührerdurchmesser, -drehzahl, -höhe und Flockungsmittelart ein. Da bei den durchgeführten Versuchen die Versuchsbedingungen stark variiert wurden, variieren diese Werte entsprechend.

Je näher der Wert des Exponenten  $\beta$  am Wert 3 liegt, desto geringer ist die Durchmesserabhängigkeit des Feststoffvolumenanteils. Bei einem Wert von 3 ist der Feststoffvolumenanteil über die Pelletflockengröße konstant. Der Exponent  $\beta$  ist das Analogon zur fraktalen Dimension  $D_F$  aus der Beschreibung der Flockenstruktur. Der Feststoffvolumenanteil variiert abhängig von der Pelletflockengröße und den Versuchsbedingungen von 0,21 bis 0,97.

Der entwickelte Potenzansatz für die Beschreibung der Abhängigkeit der eine Pelletflocke bildenden Primärpartikel von der Pelletflockengröße zeigt auffällige Abweichungen für ein Durchmesser Verhältnis  $D_{PF}/d_P < 100$ . Diese Abweichungen zeigen sich auch bei der Berechnung des Feststoffvolumenanteils. Bei der Berechnung des Feststoffvolumenanteils aus den Meßwerten von Primärpartikelzahl und Pelletflockendurchmesser lassen sich daher für  $D_{PF}/d_P < 100$  Feststoffvolumenanteile größer 0,74 berechnen.

Ein Feststoffvolumenanteil von 0,74 entspricht dem einer hexagonal dichtesten Kugelpackung aus kugelförmigen Partikeln gleichen Durchmessers. Wenn sich im Rahmen der durchgeführten Versuche Werte  $> 0,74$  für den Feststoffvolumenanteil berechnen lassen, ist dies darauf zurückzuführen, daß die als Primärpartikel eingesetzten Kaolinpartikel nicht kugelförmig und nicht monodispers sind. Der Potenzansatz für die Beschreibung der oben aufgeführten Abhängigkeiten wurde aber vereinfachend für kugelförmige, monodisperse Primärpartikel hergeleitet. Zusätzlich ist zu erwarten, daß die Approximation der Potenzfunktion in den Randbereichen auf Grund fehlender Stützstellen stärker fehlerbehaftet ist. Der hergeleitete Potenzansatz ist daher nur für Werte von  $D_{PF}/d_P > 100$  gültig.

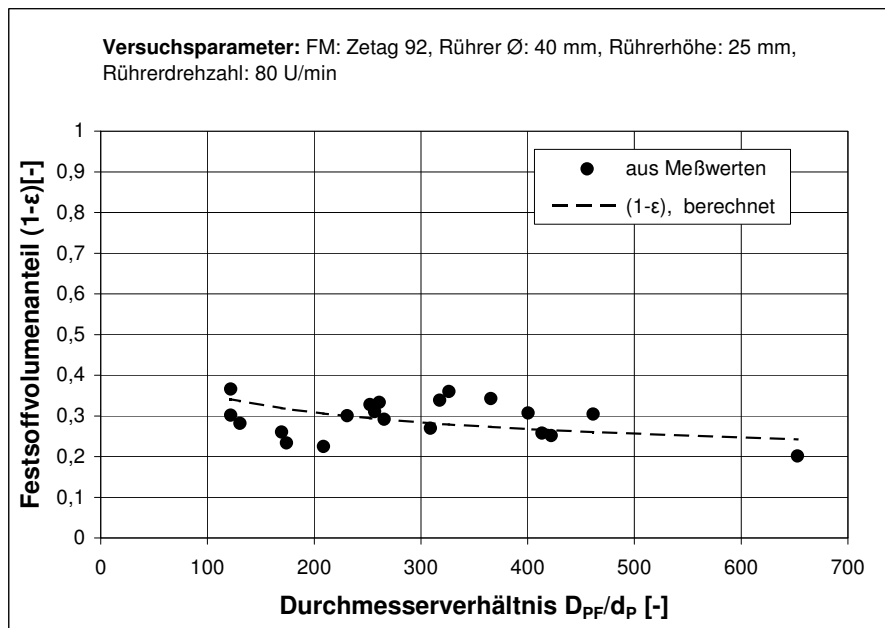


Abbildung 4-17: Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei unterschiedlichen Versuchsparametern.

Zusammengefaßt haben die Untersuchungen mit Pelletflockenkeimen durch sukzessive Zugabe von Flockungsmittel und Primärpartikeln zu einer Suspension bei unterschiedlichem Energieeintrag und verschiedenen Flockungsmitteln ergeben, daß sich der Feststoffvolumenanteil bei Größenzunahme der Pelletflocken verringert. Die entsprechende Beziehung konnte mathematisch beschrieben werden, ohne daß jedoch differenzierte Abhängigkeiten des Pelletflockenwachstums von bestimmten Versuchsparametern resultierten. Der rechnerische Feststoffvolumenanteil variierte bei starker Streuung von 0,21 bis 0,97. Werte jenseits von 0,8 sind aufgrund der oben gemachten Einschränkungen aber nur bedingt aussagekräftig.

#### 4.4 Sinkgeschwindigkeit von Pelletflocken

Die Dichte von Pelletflocken ist eine ihrer entscheidenden prozeßrelevanten Eigenschaften. Sie bestimmt die Sinkgeschwindigkeit der Pelletflocken und damit ihre Sedimentationseigenschaften und ist somit ein Maß für das Schwerkraftentwässerungsvermögen. Sie ist ebenso ein Maß für ihren Feststoffgehalt. Außerdem wird die Stabilität der Pelletflocken von ihrer inneren Struktur beeinflusst. Daher wurde

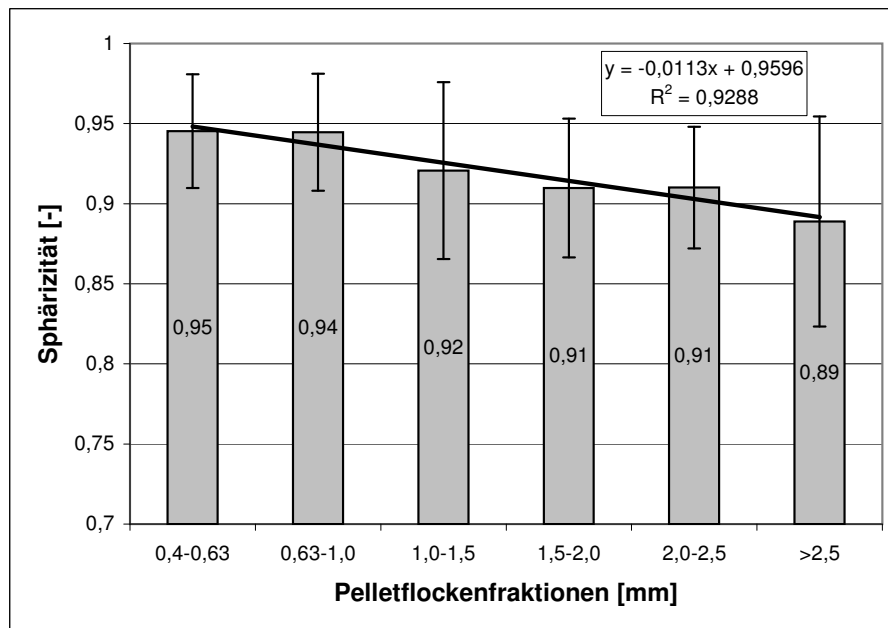


Abbildung 4-18: Sphärizität von Pelletflocken unterschiedlicher Größenfraktionen.

die Dichte der Pelletflocken und ihre Abhängigkeit von der Pelletflockengröße untersucht. Für diese Untersuchung wurden Pelletflocken herangezogen, die im kontinuierlich betriebenen Drehrohrreaktor bei optimalen Bedingungen gebildet wurden:

- Reaktordrehzahl: 40 U/min
- Suspensionsvolumenstrom: 100 ml/min mit 3 % TR (Kaolin)
- Flockungsmitteldosierung: 1,5 kg FM/t TR mit 0,1 % Cytac C491

Die Sinkgeschwindigkeit und die Größe der Pelletflocken wurden im Camsizer bestimmt und zur Ermittlung der Dichte herangezogen. Die ermittelte Dichte der Pelletflocken kann in den TR-Gehalt umgerechnet werden. Zum Vergleich wurden Pelletflocken einer Naßsiebung mit anschließender TR-Bestimmung herangezogen.

Pelletflocken besitzen eine Form, die einer Kugel sehr nahe kommt. Die vom Auswertungsprogramm des Camsizers ermittelte Sphärizität nach [28] definiert als:

$$SPHT = \frac{4 \cdot \pi \cdot A_{PF}}{U^2} \quad (\text{Gleichung 4-25})$$

Die Sphärizität der untersuchten Pelletflocken wird mit zunehmender Aggregatgröße geringer. Im untersuchten Bereich fällt sie von im Mittel 0,95 für die Fraktion

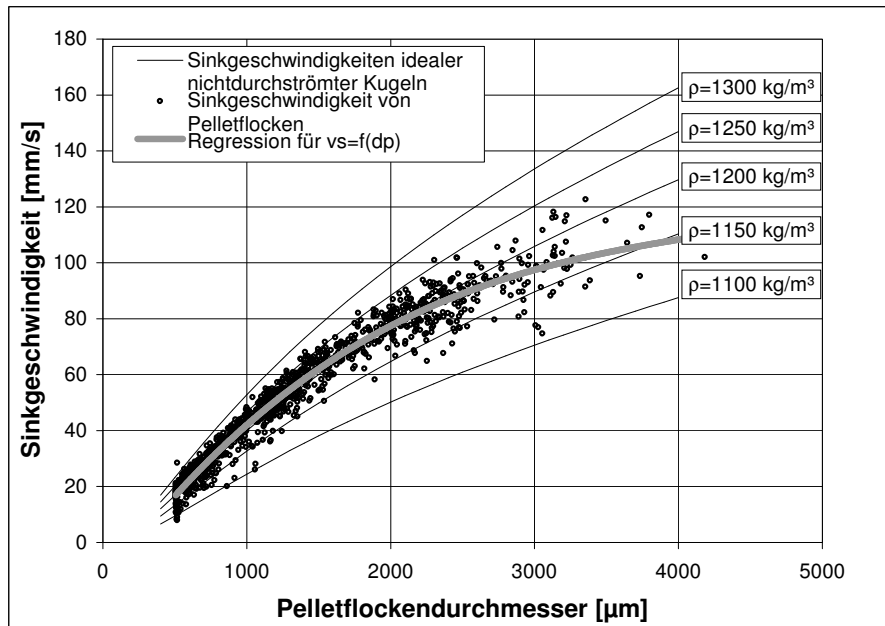


Abbildung 4-19: Sinkgeschwindigkeiten von Pelletflocken in Abhängigkeit vom Pelletflockendurchmesser.

0,4–0,63 mm auf 0,89 für die Fraktion > 2,5 mm (Abbildung 4-18). Je stärker die Sphärizität dem Wert von 1 zustrebt, desto stärker nähert sich die Gestalt des Aggregates einer Kugel an.

In Abbildung 4-19 sind die Ergebnisse der Sinkgeschwindigkeitsmessungen dargestellt, wobei die Sinkgeschwindigkeit über den Pelletflockendurchmesser aufgetragen ist. Zur Orientierung sind die Sinkgeschwindigkeiten für ideale, nichtdurchströmte Kugeln der Dichten 1100, 1150, 1200, 1250 und 1300 kg/m<sup>3</sup> als Linien dargestellt.

Die Mehrheit der vermessenen Pelletflocken verhalten sich wie ideale Kugeln mit einer Dichte zwischen 1200 und 1250 kg/m<sup>3</sup>. Von einer Pelletflockengröße von ca. 2000 µm an verringert sich die Sinkgeschwindigkeit der Pelletflocken. Die Dichte der einzelnen Pelletflocken bewegt sich in einem Bereich von ca. 1100 bis 1275 kg/m<sup>3</sup>. Sie nimmt mit steigender Pelletflockengröße leicht ab. In Abbildung 4-20 sind die aus der Sinkgeschwindigkeit umgerechneten Dichten der Pelletflocken gegen die Pelletflockengrößen als Mittelwerte der einzelnen Siebfraktionen dargestellt. Es ist zu erkennen, daß die Dichte der Pelletflocken bis zu einer Größe von 2 mm konstant bleibt, sie liegt im Mittel zwischen 1209 und 1220. Pelletflocken bis zu dieser Größe werden gleichmäßig verdichtet. Bei Pelletflockengrößen  $\geq 2$  mm tritt eine Ver-

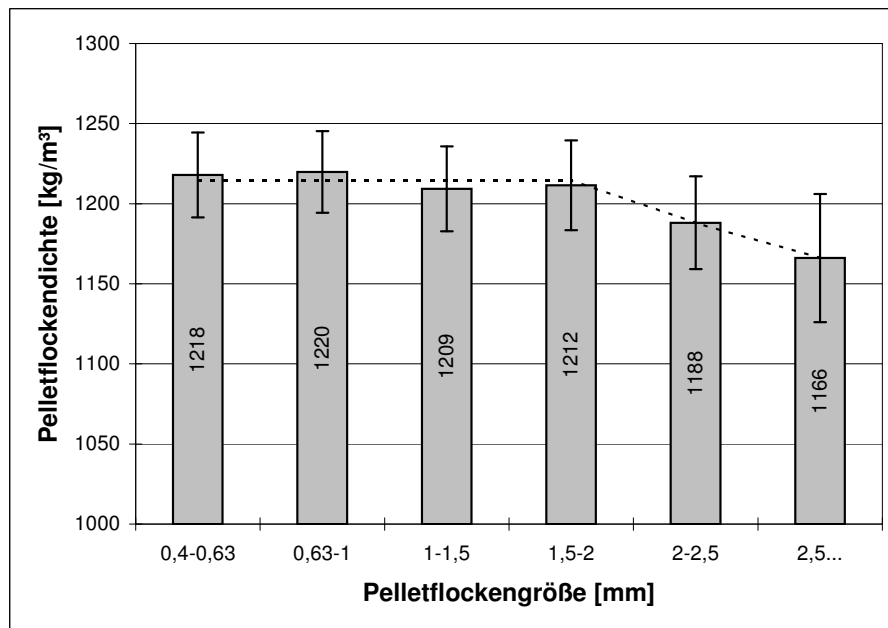


Abbildung 4-20: Dichten der Pelletflocken in Abhängigkeit von den Pelletflockengrößenfraktionen.

ringierung der Dichte auf. Es ist aber auffallend, daß diese bei den durchgeführten Versuchen kaum entstehen. Nur 6,16 Massenprozent aller Aggregate dieses Versuchs sind  $> 2$  mm. Für größere Pelletflocken reicht die Verweilzeit im Reaktor nicht mehr aus, um sie ebenfalls ausreichend zu verdichten. Bei den großen Pelletflocken kann es sich um Aggregate handeln, die aus mehreren kleinen Aggregaten gebildet werden, es findet kein Schichtenwachstum mehr statt. Die mechanische Beanspruchung der Aggregate reicht nicht aus, um das Wasser zwischen den kleinen Aggregaten, die ein großes Aggregat bilden, herauszupressen. Die Dichte ist folglich geringer.

Die Dichte der Pelletflocken läßt sich in deren TR-Gehalt umrechnen:

$$TR = \frac{(1 - \rho_W / \rho_{PF})}{(1 - \rho_W / \rho_S)} \cdot 100 \quad (\text{Gleichung 4-26})$$

Vergleicht man die durch Einzelvermessung mit Hilfe der Sedimentation und Umrechnung gewonnenen TR-Gehalte mit denen der TR-Bestimmung nach der Naßsiegung (vgl. Abbildung 4-21 und Tabelle 4-8), dann ist zu erkennen, daß für Pelletflocken  $\geq 2$  mm die aus der Sedimentationsgeschwindigkeit berechneten TR-Gehalte höher sind, als jene, die durch Naßsiegung und Trocknung bestimmt wurden. Für



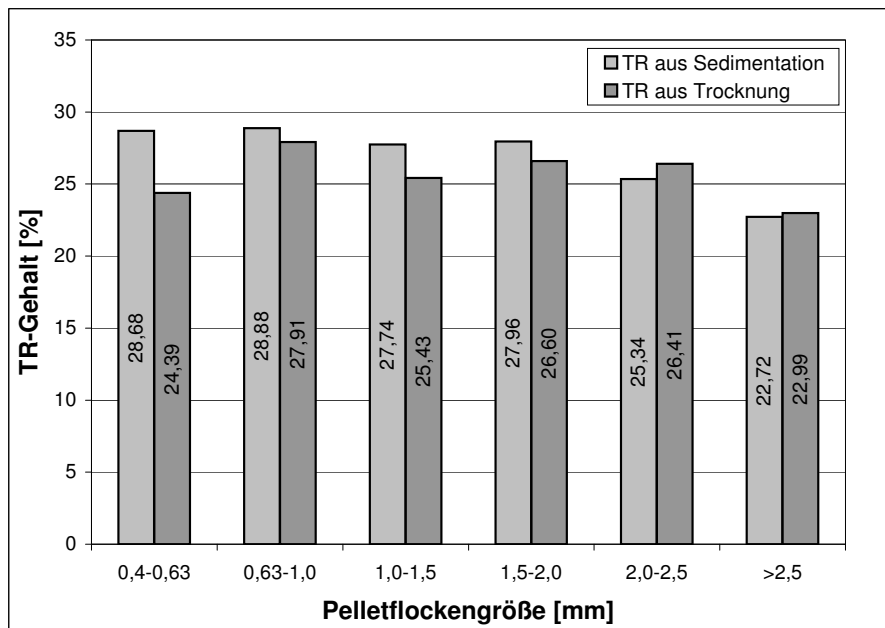


Abbildung 4-21: Vergleich der TR-Gehalte von Pelletflocken errechnet aus der Sinkgeschwindigkeit und der TR-Gehalte von Pelletflocken bestimmt durch Trocknung.

Pelletflocken > 2 mm errechnen sich hingegen, für die aus der Sedimentationsgeschwindigkeit bestimmten TR-Gehalte, niedrigere Werte. Dies ist darauf zurückzuführen, daß auf den einzelnen Pelletflocken nach der Naßsiebung eine Wasserhaut zurückbleibt. Dieser Wasseranteil ist umso höher, je größer die spezifische Oberfläche des Haufwerks ist, was zu geringeren TR-Gehalten führt. Die Sinkgeschwindigkeitsbestimmung erweist sich als geeignetes Verfahren zur Charakterisierung der Dichte von Pelletflocken. In Tabelle 4-8 sind die Ergebnisse der Naßsiebung mit nachfolgender TR-Bestimmung dargestellt. Eine Aussage für Pelletflocken mit ei-

Tabelle 4-8: Massenverteilung und TR-Gehalt der Pelletflockenfraktion.

Pelletflockenklasse [µm]	Massenverteilung [%]	TR-Gehalt [%]
0–400	44,53	-, -
400–630	20,11	24,39
630–1000	8,61	27,91
1000–1500	4,25	25,43
1500–2000	16,34	26,60
2000–2500	0,86	26,41
> 2500	5,27	22,99

nem Durchmesser  $< 400 \mu\text{m}$  ist mit dem angewendeten Verfahren nicht möglich, da sie außerhalb des Meßbereichs des Camsizer zur Bestimmung der Sinkgeschwindigkeit liegen.

Wendet man nun den im vorangegangenen Kapitel entwickelten Potenzansatz an:

$$(1 - \varepsilon) = \alpha \left( \frac{D_{PF}}{d_P} \right)^{3-\beta} \quad (\text{Gleichung 4-27})$$

so ergeben sich für  $\alpha$  und  $\beta$  folgende Werte:

$$\alpha = 0,1502 \quad \beta = 3,0556$$

Aus dem Exponenten bzw. dem Wert für  $\beta$ , der nur wenig von 3 abweicht, ist zu erkennen, daß der Feststoffvolumenanteil nur geringfügig mit der Pelletflockengröße abnimmt. Ein Wert von 3 kennzeichnet die Unabhängigkeit vom Pelletflockenvolumen.

Zusammengefaßt haben die Untersuchungen zur Dichtebestimmung von im Drehrohrreaktor erzeugten Pelletflocken bei kontinuierlicher Prozeßführung (Volumenstrom 100 ml/min; 3 % Kaolin; 40 U/min.; 1,5 kg FM/t TR mit 0,1 % CYTEC C 491) ergeben, daß die Dichtebestimmung mittels Sinkgeschwindigkeitsmessung Vorzüge gegenüber der Bestimmung durch Naßsiebung mit nachfolgender Trocknung aufweist. Bei Pelletflocken bis zu einer Größe von 2 mm wurden konstante mittlere Dichten im Bereich von 1209 – 1220 kg/m<sup>3</sup> ermittelt. Im Bereich über 2 mm Durchmesser nahm die Dichte der Pelletflocken mit zunehmendem Durchmesser auf 1166 kg/m<sup>3</sup> ab.

## 4.5 Vergleich von Flocken und Pelletflocken

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit wurden Pelletflocken auf unterschiedliche Weise hergestellt und auf ihre innere Struktur untersucht. Die Ergebnisse sollen miteinander und mit denen anderer Autoren verglichen werden, sowie den entsprechenden Eigenschaften der Flocken gegenübergestellt werden.

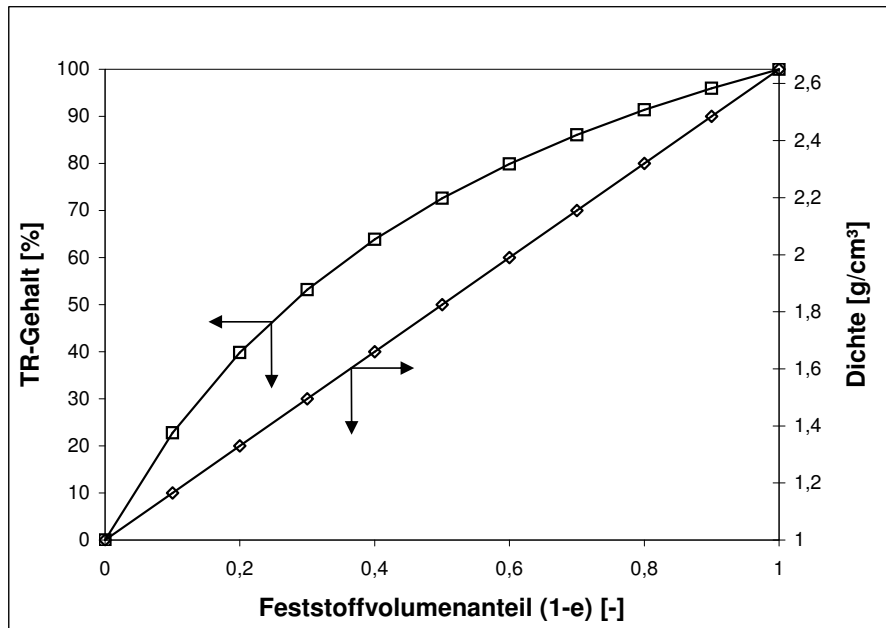


Abbildung 4-22: Zusammenhang zwischen Feststoffvolumenanteil, Dichte und TR-Gehalt von Aggregaten aus Kaolin (Dichte des Kaolins 2,65 g/cm³).

Für die Charakterisierung der inneren Struktur von Flocken oder Pelletflocken kann sowohl die Dichte, der Feststoffvolumenanteil bzw. die Porosität als auch ihr Trockensubstanzgehalt herangezogen werden. Die Zusammenhänge zwischen diesen Größen für ein Aggregat aus Kaolin sind in Abbildung 4-22 dargestellt.

Für die jeweiligen Umrechnungen wurden nachfolgende Beziehungen herangezogen:

$$\frac{\rho_A - \rho_W}{\rho_S - \rho_W} = (1 - \varepsilon) \quad (\text{Gleichung 4-28})$$

und

$$TR = (1 - \varepsilon) \cdot \frac{\rho_S}{\rho_A} \quad (\text{Gleichung 4-29})$$

Für einen späteren Vergleich mit der inneren Struktur von Flocken soll hier noch die effektive Dichte eingeführt werden:

$$(1 - \varepsilon) \cdot (\rho_S - \rho_W) = (\rho_A - \rho_W) = \rho_e \quad (\text{Gleichung 4-30})$$

mit  $\rho_e$  = effektive Dichte (vgl. Tambo [21])

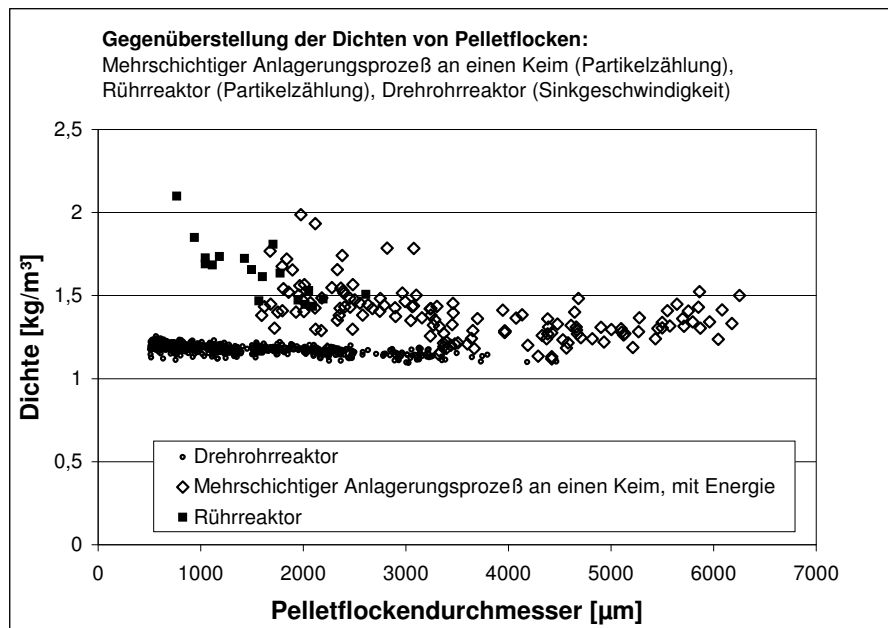


Abbildung 4-23: Vergleich der Dichten von Pelletflocken aus den unterschiedlichen Versuchsverfahren.

Aus den in Abbildung 4-23 gegenübergestellten Ergebnissen von Versuchsreihen geht hervor, daß die Dichte von Pelletflocken mit ihrer Größe abnimmt bzw. über einen bestimmten Größenbereich konstant ist. Vergleicht man die unterschiedlichen Bestimmungsverfahren der Dichte und Darstellungsmethoden der Pelletflocken, kann festgestellt werden, daß die Pelletflockenherstellung im Drehrohrreaktor und die Dichtebestimmung mittels Sinkgeschwindigkeit der Pelletflocken sehr geringen Schwankungen unterworfen sind. Die Pelletflocken, die im Rührreaktor hergestellt wurden, weisen eine höhere Dichte auf als jene aus dem Drehrohrreaktor. Dies ist zum einen auf die unterschiedlichen Methoden der Dichtebestimmung –Primärpartikelzählung mit vereinfachten Annahmen versus Sedimentationsgeschwindigkeit– zurückzuführen, zum anderen wurden die Pelletflocken aus dem Rührreaktor in einem gezielten Prozeß zur schichtweisen Anlagerung von Primärpartikeln hergestellt, bei dem sie für eine Stunde beansprucht wurden, während die Pelletflocken im Drehrohrreaktor eine Verweilzeit von 2,33 Minuten hatten und somit wesentlich kürzer beansprucht wurden. Die höhere Dichte ist demnach auf die längere gezielte Beanspruchung zurückzuführen. Dieser Zusammenhang zeigt das Potential auf, welches die Pelletierungsflockung in bezug auf die Dichte von Pelletflocken hat.

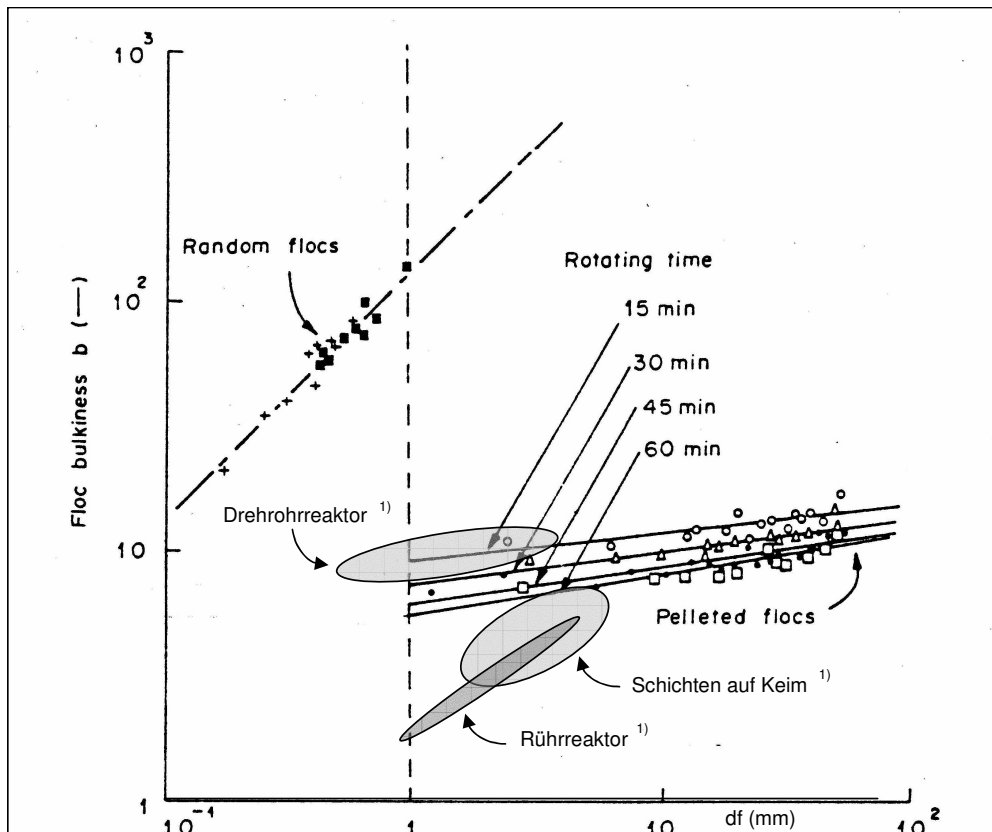


Abbildung 4-24: Vergleich der reziproken Feststoffvolumenanteile von Flocken und Pelletflocken [18] <sup>(1)</sup> eigene Messungen).

Auch die Ergebnisse der Untersuchungen der schichtweisen Anlagerung von Primärpartikeln an einen Keim zeigen, daß die gewählte Versuchsmethodik zur Realisierung des Parallelmodells für die Pelletierungsflockung vorteilhaft ist und daß es daher das Ziel sein muß, Pelletflocken nach diesem Modell von Yusa herzustellen, also die schichtweise Anlagerung von Partikeln mit gleichzeitiger mechanischer Beanspruchung –mechanische Synärese– für diese praktische Anwendung als Konditionierungsverfahren zu optimieren und einzuführen.

In Abbildung 4-24 ist der Vergleich von Flocken und Pelletflocken bezüglich des reziproken Feststoffvolumenanteils dargestellt ( $b$  = Volumen der Flocke zu Volumen des Feststoffes in der Flocke). Flocken sind wesentlich lockerer aufgebaut und ihre Struktur ist bedeutend stärker abhängig von der Größe der Aggregate als bei Pelletflocken. Außerdem läßt die Abbildung erkennen, daß Pelletflocken mit steigender Beanspruchungszeit kompakter werden. Die Wertebereiche der Pelletflocken aus den eigenen Untersuchungen – als Beispiele wurden die Ergebnisse

des Versuchs aus Abbildung A-11 herangezogen – sind hier als Ellipse angedeutet.

Die Pelletflocken aus dem Drehrohrreaktor ähneln hinsichtlich der Eigenschaften jenen aus den Untersuchungen von Yusa [18]. Allerdings ist die Abhängigkeit des reziproken Feststoffvolumenanteils von der Pelletflockengröße etwas stärker ausgeprägt. Es bleibt aber zu beachten, daß sie mit einer Verweilzeit von 2,33 Minuten im Reaktor eine wesentlich kürzere Beanspruchungszeit erfahren haben.

Der Unterschied der reziproken Feststoffvolumenanteile läßt sich auf die Prozeßführung während der Pelletierungsflockung zurückführen. Bei den Untersuchungen von Yusa [18] wird vor Beginn des Versuchs einer Kaolinsuspension Flockungsmittel zugegeben und die Mischung im Anschluß 15, 30, 45 oder 60 Minuten lang im Zylinderreaktor bei einer Umfangsgeschwindigkeit von 2,8 m/min beansprucht. Durch diese Versuchsführung werden zunächst Flocken gebildet, die dann verdichtet werden. Sie haben eine amorphe Struktur, während bei den hier beschriebenen Versuchen Pelletflocken erzeugt werden, die aufgrund der Prozeßführung während ihres Aufbaus kontinuierlich der mechanischen Synärese unterworfen sind und in wesentlich kürzerer Zeit entsprechend verdichtet werden. Die Flockenpellets von Yusa werden in einem ersten Schritt gebildet und in einem zweiten entwässert, ein Verfahren, das weniger effektiv ist. Zum einen sind Pelletflocken bis zu einer Zehnerpotenz größer als Flocken, zum anderen ist auch ihre effektive Dichte  $\rho_e = (\rho_A - \rho_W)$  um mindestens eine Zehnerpotenz höher. Der Unterschied der Aggregateigenschaften läßt sich ausschließlich auf die Prozeßführung zurückführen.

In der Abbildung 4-25 wird ein Vergleich zwischen den Flocken aus Untersuchungen von Tambo [21] und Pelletflocken der eigenen Untersuchungen vorgestellt. Die effektive Dichte  $\rho_e$  ist über den Aggregatdurchmesser aufgetragen. Die Ergebnisse von Tambo sind seiner Simulation entnommen, mit der er seine Experimente verifiziert hat. Die eigenen Werte sind die Ergebnisse der Sinkgeschwindigkeitsmessung von Pelletflocken aus dem Drehrohrreaktor und die Ergebnisse der Pelletierungsflockung im Rührreaktor mit anschließender Primärpartikelzählung und Pelletflockengrößenbestimmung.

Grundsätzlich läßt sich feststellen, daß Pelletflocken höhere Dichten haben als Flocken. Durch die Pelletierungsflockung können die effektiven Dichten der Aggregate um mindestens eine Zehnerpotenz erhöht werden.

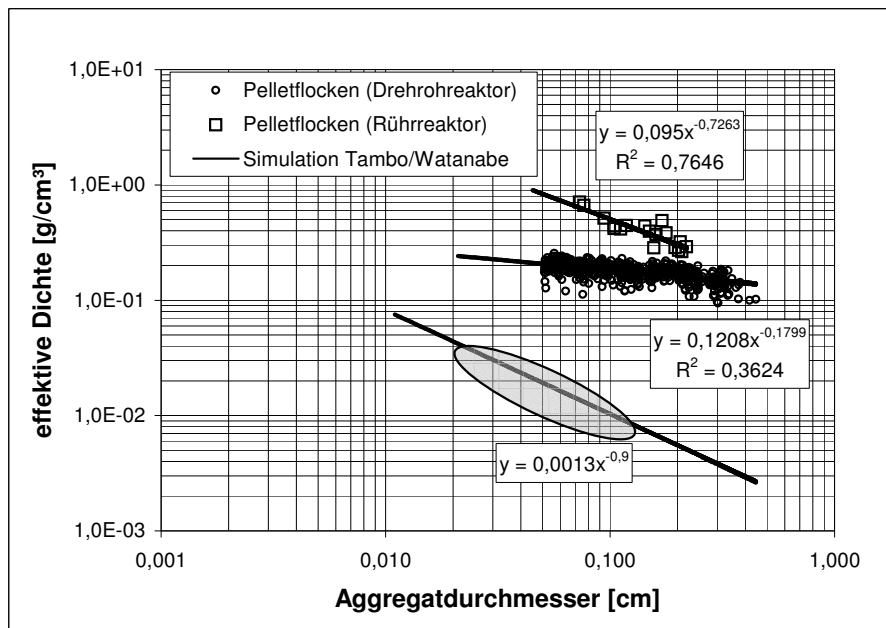


Abbildung 4-25: Vergleich der effektiven Dichten von klassischen Flocken und Pelletflocken.

Im Vergleich zu Flocken haben Pelletflocken eine weniger stark ausgeprägte Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser. Der Feststoffvolumenanteil von 0,21 entspricht einer effektiven Dichte von  $350 \text{ kg/m}^3$ . Die effektive Dichte  $\rho_e$  von Flocken liegt bei den Untersuchungen von Tambo [21] zwischen ca. 1 und  $100 \text{ kg/m}^3$ , dies entspricht einer Dichte zwischen  $1001$  und  $1100 \text{ kg/m}^3$  bzw. einem Feststoffvolumenanteil von 0,0006 bis 0,06. Die effektiven Dichten von Flocken sind wesentlich niedriger als die von Pelletflocken. Der Unterschied der Dichte von Flocken und Pelletflocken liegt in der Prozeßführung der Pelletierungsflockung begründet.

Zusammengefaßt ergibt der Vergleich von Pelletflocken und Flocken, daß die effektive Dichte  $\rho_e$  von Pelletflocken ca. ein bzw. zwei Zehnerpotenzen im Mittel höher ist als die von Flocken (Drehrohrreaktor:  $\rho_e = 209 - 220$ ). Die Dichte verringert sich bei Pelletflocken (Rührreaktor) und Flocken deutlich bei Zunahme der Größe, während die entsprechende Dichteabnahme bei Pelletflocken aus dem Drehrohrreaktor nur gering ist.

## 4.6 Kontinuierliche Pelletierungsflockung im Drehrohrreaktor

Mit dem in Kapitel 3.3.3 beschriebenen Drehrohrreaktor wurde die Prozeßführung für die kontinuierliche Pelletierungsflockung untersucht. Folgende Einflüsse wurden betrachtet:

- Suspensionsvolumenstrom: 50, 75, 100, 150 ml/min
- Flockungsmittelmenge: 0,5 / 1,0 / 1,5 / 2,0 / 2,5 / 3,0 kg FM/t TR
- Drehzahl: 30, 40, 60, 80, 100 U/min

Die Auswertung erfolgt hinsichtlich des TR-Gehaltes der Pelletflocken und ihrer Größenverteilung.

### 4.6.1 Einfluß des Reaktordurchsatzes

Der Suspensionsvolumenstrom wird von 50 über 75 und 100 auf 150 ml/min variiert. Durch den Suspensionsvolumenstrom wird die Verweilzeit der Pelletflocken im Reaktor eingestellt und damit u.a. die Zeit der mechanischen Beanspruchung der Aggregate.

Tabelle 4-9: TR-Gehalt der Pelletflocken in Abhängigkeit von der Versuchszeit.

Zeit [min]	Pelletflockengrößenfraktion					
	400 – 630 $\mu\text{m}$	630 – 1000 $\mu\text{m}$	1000 – 1500 $\mu\text{m}$	1500 – 2000 $\mu\text{m}$	2000 – 2500 $\mu\text{m}$	> 2500 $\mu\text{m}$
	TR-Gehalt					
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
30	24,25	25,13	25,85	25,79	22,94	18,79
60	18,54	27,62	23,23	25,58	20,79	17,77
90	23,87	25,11	23,95	26,45	18,46	14,22
120	22,74	25,56	24,26	26,26	21,5	19,35
Mittelwert	22,35	25,86	24,32	26,02	20,92	17,53
Standardabw.	2,62	1,19	1,11	0,40	1,87	2,30
Versuchs- parameter	Suspensionsvolumenstrom: 100 ml/min, Drehzahl: 40 U/min Flockungsmittel: 1,5 kg FM/t TR					



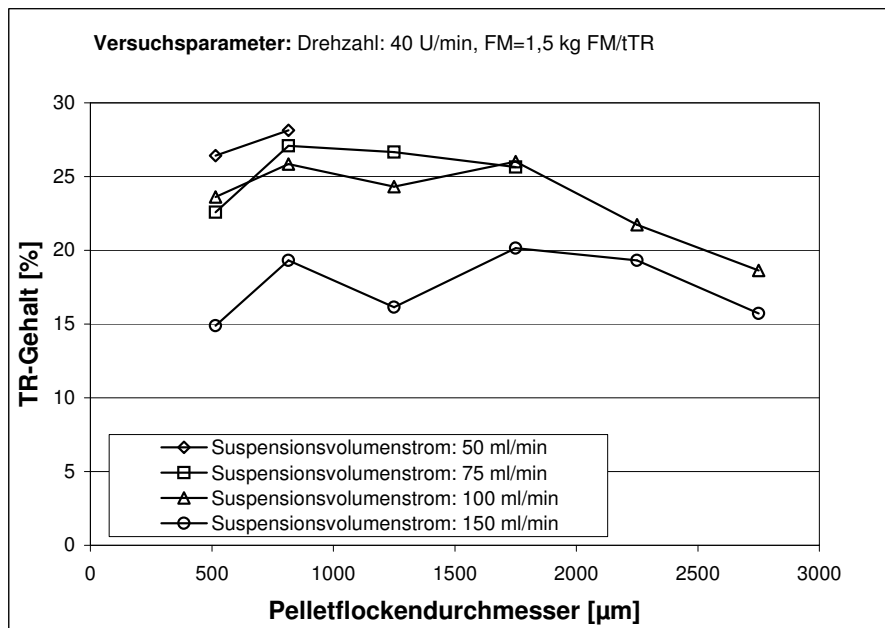


Abbildung 4-26: TR-Gehalt der Pelletflocken in Abhängigkeit von der Pelletflockengröße bei unterschiedlichen Suspensionsvolumenströmen.

### TR-Gehalt der Pelletflocken – Variation der Verweilzeit

Bei der Bestimmung des TR-Gehaltes der Pelletflocken blieben die Pelletflocken  $< 400 \mu\text{m}$  unberücksichtigt. Die kleinen Pelletflocken binden im Haufwerk sehr viel Wasser, das zur Verfälschung des TR-Gehaltes bei dessen Bestimmung führen würde.

Wie der Tabelle 4-9 entnommen werden kann, haben sich die TR-Gehalte der einzelnen Pelletflockenfraktionen abgesehen von einzelnen Ausreißern bereits nach 30 Minuten auf einen mittleren TR-Gehalt eingestellt. Bei den weitergehenden Betrachtungen wird der Mittelwert des TR-Gehalts von Versuchszeiten  $\geq 30$  Minuten herangezogen.

Aus Abbildung 4-26 ist zu erkennen, daß der TR-Gehalt der Pelletflocken mit steigendem Suspensionsvolumenstrom abnimmt, d.h. mit längerer Verweilzeit im Reaktor erreichen die Pelletflocken auch einen höheren TR-Gehalt.

Die Pelletflocken werden bei längerer Verweilzeit länger beansprucht und können so auch stärker verdichtet werden, dabei konnte bei einer Reduzierung des Suspensionsvolumenstroms von 150 auf 100 ml/min ein signifikanter Anstieg des TR-Gehalts erzielt werden. Bei einem Volumenstrom von 150 ml/min liegt die theoretische Auf-

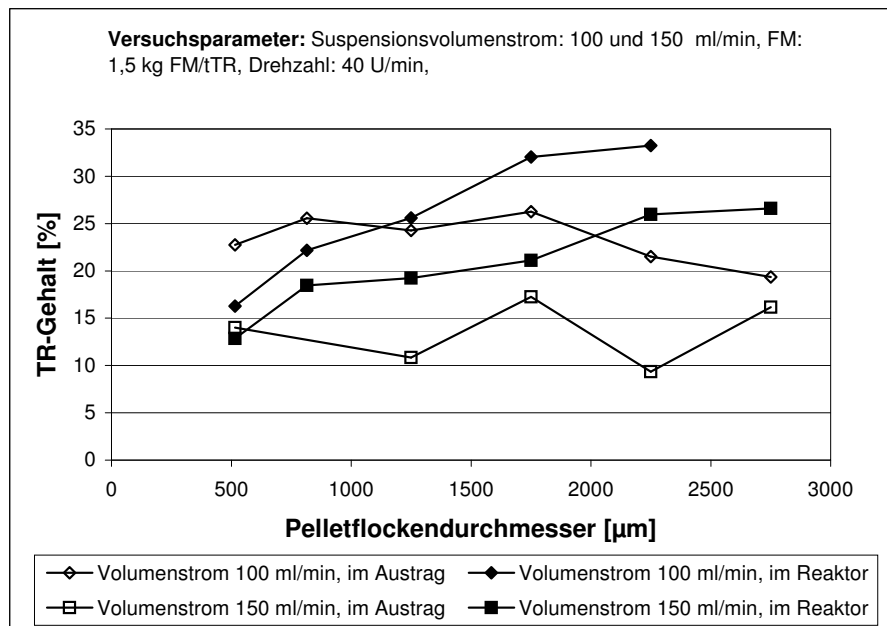


Abbildung 4-27: TR-Gehalt der ausgetragenen Pelletflocken und TR-Gehalt der Pelletflocken im Reaktor.

enthaltszeit der Pelletflocken im Reaktor bei 1,56 min und bei 100 ml/min hingegen bei 2,33 min (Tabelle 3-6). Die Zeit von 1,56 min ist zu gering, um die Pelletflocken stark genug verdichten zu können. Bei weiterer Reduzierung des Suspensionsvolumenstroms konnte der TR-Gehalt der Pelletflocken nicht mehr wesentlich gesteigert werden.

Der TR-Gehalt der Pelletflocken ist abhängig von ihrer Größe. Pelletflocken eines Durchmessers von 630 – 2000 µm haben einen höheren TR-Gehalt als größere oder kleinere. Kleine Pelletflocken stellen Keime dar, es sind Mikrofloken oder Mikroflokenverbände, die noch nicht oder noch nicht ausreichend verdichtet wurden, und deshalb einen geringeren TR-Gehalt aufweisen. Die großen Aggregate weisen vermutlich einen anderen Aufbau auf als die mittelgroßen Aggregate. Es könnte sich um Flokenpellets handeln, die aus Makrofloken gebildet wurden und nicht so weit verdichtet werden wie Pelletflocken, die einen schichtweisen Aufbau aufweisen.

Vergleicht man die TR-Gehalte der Pelletflocken der jeweiligen Fraktionen im Reaktor mit den entsprechenden TR-Gehalten der ausgetragenen Pelletflocken, jeweils bei einem Volumenstroms von 100 ml/min, dann ist zu erkennen, daß die TR-Gehalte der Pelletflocken mit einer mittleren Pelletflockengröße von 1250 µm in der-

selben Größenordnung liegen (Abbildung 4-27). Pellettflocken  $< 1000 \mu\text{m}$  weisen im Reaktor niedrigere TR-Gehalte auf als im Austrag, Pellettflocken  $> 1500 \mu\text{m}$  höhere TR-Gehalte. Bei einem Volumenstrom von  $150 \text{ ml/min}$  haben die ausgetragenen Pellettflocken der mittleren Pellettflockengröße von  $515 \mu\text{m}$  annähernd den gleichen TR-Gehalt wie diejenigen im Reaktor. Pellettflocken der Größe von  $1250 \mu\text{m}$  bei einem Volumenstrom von  $\dot{V}=100 \text{ ml/min}$  bzw. von  $515 \mu\text{m}$  bei einem Volumenstrom von  $\dot{V}=150 \text{ ml/min}$  weisen im Reaktor und im Austrag die gleiche Verweilzeit auf. Sie werden gebildet und kontinuierlich ausgetragen. Kleinere Pellettflocken im Reaktor sind gerade erst gebildet worden und haben noch nicht die gleiche Dauer der Beanspruchung erfahren wie diejenigen, die ausgetragen wurden. Dieser Unterschied ist bei einem kontinuierlich arbeitenden Reaktor zu erwarten, wenn eine pfropfenähnliche Durchströmung vorliegt. Große Pellettflocken hingegen, die zum gleichen Zeitpunkt im Reaktor einen höheren TR-Gehalt aufweisen als im Austrag, sind im Reaktor zurückgehalten worden. Dadurch konnten sie länger beansprucht werden und haben sich durch mechanische Synärese stärker verdichtet. Dieses Phänomen deutet darauf hin, daß der Austrag des Reaktors klassierend wirkt.

### **Pellettflockengrößenverteilung – Variation der Verweilzeit**

Neben dem TR-Gehalt der Pellettflocken sind auch ihre Größe sowie ihre Massenanteile von Interesse. Für eine Entwässerung eignen sich Pellettflocken einer engen Verteilung. Sie bilden ein Haufwerk mit gleichmäßig großen Kanälen, durch die das Schlammwasser gut abfließen kann. Die Größe der Kanäle ist aber auch abhängig von der Größe der Pellettflocken. Je kleiner die Pellettflocken, desto kleiner sind die freien Querschnitte für das abfließende Wasser. Dies betrifft speziell für die Schwerkraftentwässerung von Pellettflocken (vgl. Kapitel 4.7.)

In Abbildung 4-28 ist die Pellettflockengrößenverteilung nach unterschiedlichen Versuchszeiten aufgetragen. Für Versuchszeiten von mehr als 30 Minuten hat sich die Pellettflockengrößenverteilung auf einen konstanten Wert eingependelt und variiert nur noch geringfügig. Für die Gegenüberstellung der Pellettflockengrößenverteilungen bei unterschiedlichen Versuchsparametern wird der Mittelwert aller Verteilungen für Versuchszeiten  $> 30$  Minuten gebildet und verglichen.

In Abbildung 4-29 ist die Pellettflockengrößenverteilung in Massenprozent bei Variation der Volumenströme dargestellt. Es ist zu erkennen, daß der Feinanteil  $< 400 \mu\text{m}$  mit dem Volumenstrom steigt. Bei  $150 \text{ ml/min}$  liegt zu 85 Massenprozent Feinanteil

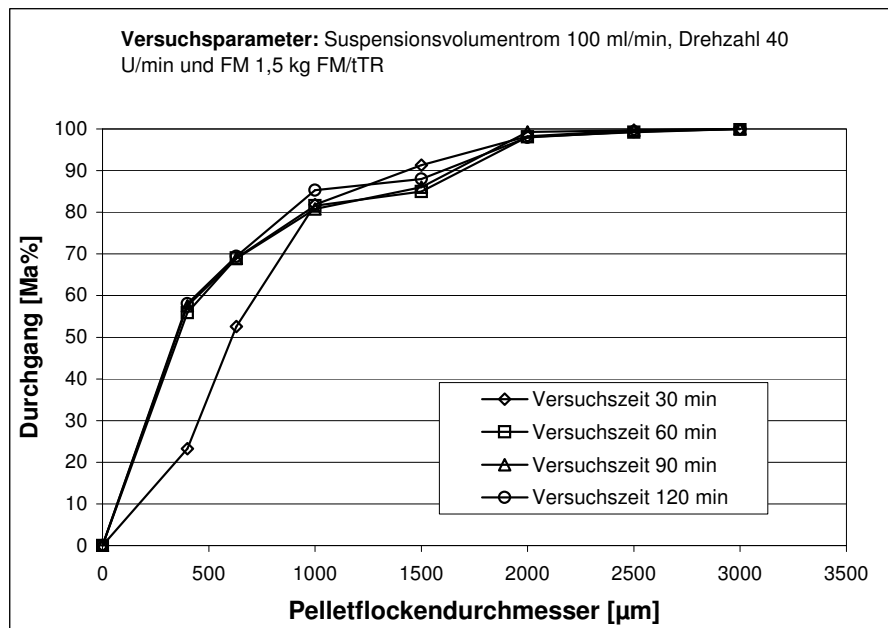


Abbildung 4-28: Pelletflockengrößenverteilung bei unterschiedlicher Versuchsdauer.

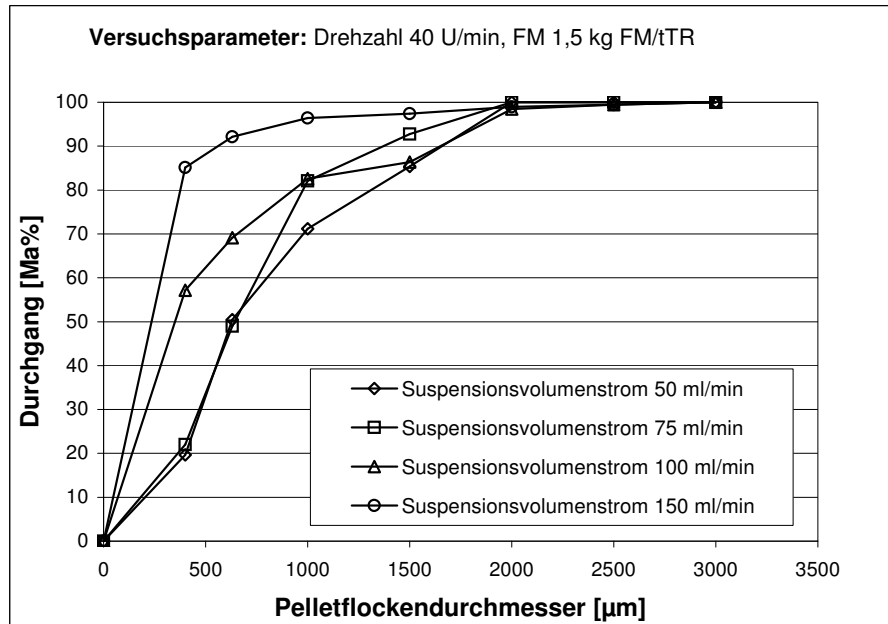


Abbildung 4-29: Pelletflockengrößenverteilung im Austrag bei unterschiedlichen Suspensionsvolumenströmen.

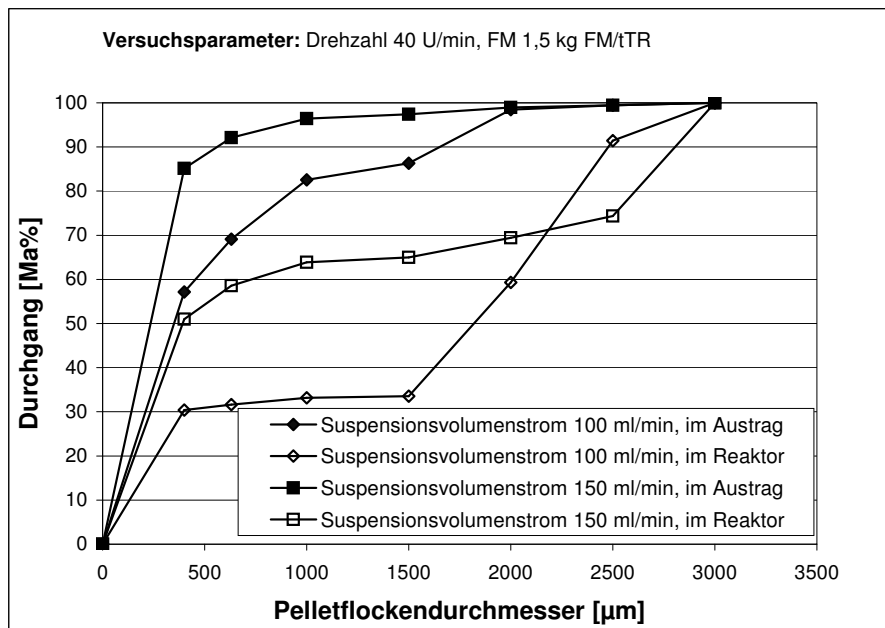


Abbildung 4-30: Pelletflockengrößenverteilung im Reaktor und im Austrag bei unterschiedlichen Suspensionsvolumenströmen.

vor. Das Ergebnis weist darauf hin, daß hier die Verweilzeiten der Pelletflocken im Reaktor zu gering sind und sie deshalb nicht genügend Zeit zum Anwachsen haben. Bei hohen Volumenströmen werden Pelletflocken bis zu einer Größe von  $3000 \mu\text{m}$  gebildet, während bei geringeren Volumenströmen (50 und  $75 \text{ ml/min}$ ) die maximale Größe bei  $2000 \mu\text{m}$  liegt. Mit zunehmendem Volumenstrom nehmen die Massenanteile der großen Pelletflocken immer weiter ab.

In Abbildung 4-30 ist die Größenverteilung der ausgetragenen Pelletflocken der Größenverteilung der Pelletflocken gegenübergestellt, die im Reaktor zu Versuchsende vorlagen. Der Feinanteil der ausgetragenen Pelletflocken ist größer als jener der Pelletflocken im Reaktor. Es werden demnach mehr kleine Pelletflocken ausgetragen und große im Reaktor zurückgehalten. Die Verteilung im Reaktor ist zudem bimodal, im Reaktor reichern sich Pelletflocken der Größe  $< 400 \mu\text{m}$  und  $> 1500 \mu\text{m}$  an. Die kleinen Aggregate stellen Keime dar, die im Reaktor zu erwarten sind, sie sollen erst noch zu Pelletflocken anwachsen. Die großen Pelletflocken sind jene, die nicht kontinuierlich ausgetragen wurden und sich nun im Reaktor anreichern. Der Reaktor arbeitet nicht kontinuierlich, sondern wirkt klassierend. Dieser klassierende Effekt ist bei einem Volumenstrom von  $100 \text{ ml/min}$  stärker ausgeprägt als bei  $150 \text{ ml/min}$ . Läuft die Pelletierungsflockung kontinuierlich und stationär ab, dann soll-

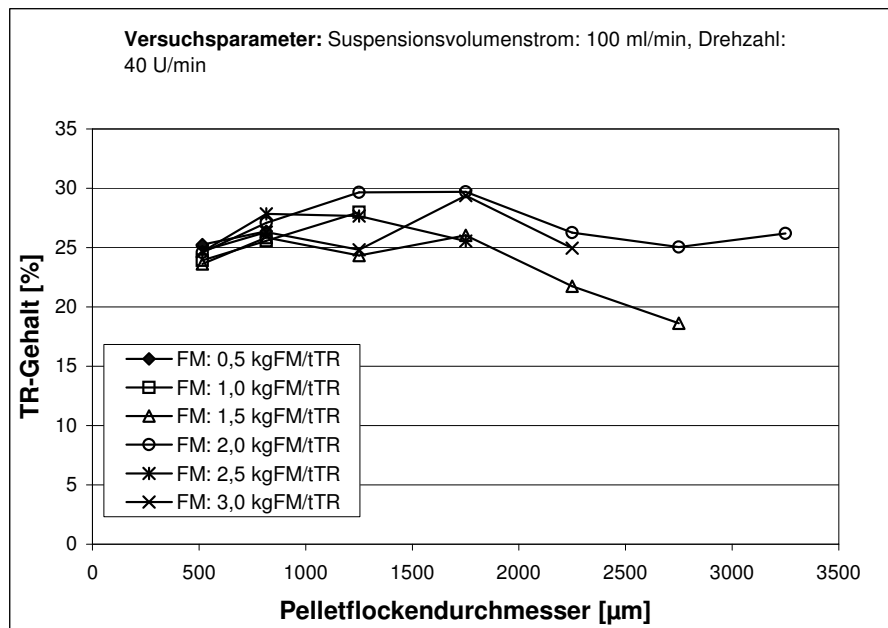


Abbildung 4-31: TR-Gehalt von Pelletflocken im Austrag in Abhängigkeit von der Pelletflockengröße bei unterschiedlicher Flockungsmitteldosierung.

ten Pelletflocken einer engen Größenverteilung mit wenig Feinanteil ausgetragen werden.

#### 4.6.2 Einfluß der Flockungsmitteldosierung

Die Flockungsmitteldosierung ist ein entscheidender Parameter für die Pelletierungsflockung. Das Flockungsmittel stellt das Bindemittel dar, das die Bildung der Pelletflocken ermöglicht und das für die Festigkeit der Pelletflocken verantwortlich ist. Eine zu geringe Flockungsmittelzugabe führt zu einer nicht vollständigen Einbindung der Partikel in die zu bildenden Pelletflocken. Es bleiben Primärpartikel im abgetrennten Schlammwasser zurück, die zu einer Trübung führen. Die als Pelletierungsergebnis erwünschte Klärung des Überstandes bleibt aus. Bei zu hoher Flockungsmitteldosierung werden nicht alle Polymereinkühe in die Pelletflocken eingebaut, sondern liegen im abgetrennten Schlammwasser vor und führen zu Sekundärkeimbildung. Zu starke Keimbildung verhindert das Anwachsen der Pelletflocken. In dieser Untersuchungsreihe wurden folgende Flockungsmittelmengen untersucht: 0,5 / 1,0 / 1,5 / 2,0 / 2,5 und 3 kg FM/t TR.

## **TR-Gehalt der Pellettflocken – Variation der Flockungsmitteldosierung**

In Abbildung 4-31 ist der TR-Gehalt der Pellettflocken in Abhängigkeit von der Pellettflockengröße bei unterschiedlichen Flockungsmitteldosierungen dargestellt. Eine mittlere Dosierung von 2,0 kg FM/t TR führt zu Pellettflocken mit den höchsten TR-Gehalten. Pellettflocken, die bei einer Flockungsmitteldosierung von 1,5 kg FM/t TR gebildet werden, weisen den durchgeführten Versuchen den geringsten TR-Gehalt auf. Wie schon bei der Variation der Volumenströme ist zu erkennen, daß der TR-Gehalt von der Pellettflockengröße abhängig ist. Pellettflocken mittlerer Größe weisen den höchsten TR-Gehalt auf.

Die Flockungsmitteldosierung wirkt sich auf die erreichbare Pellettflockengröße aus. Mit einer Erhöhung der Flockungsmitteldosierung von 0,5 auf 2,0 kg FM/t TR kann auch die maximal erreichbare Pellettflockengröße gesteigert werden, wird die Flockungsmitteldosierung weiter erhöht, sinkt die maximale Pellettflockengröße wieder.

Auch bei diesen Untersuchungen bestätigt sich die Tendenz, daß große Pellettflocken im Reaktor höhere TR-Gehalte aufweisen als jene, die ausgetragen werden. Es kommt zu einer Klassierung der Pellettflocken. Kleine Pellettflocken und Pellettflocken mit geringem TR-Gehalt werden ausgetragen und große Pellettflocken werden im Reaktor zurückgehalten (vgl. Abbildung A-19).

## **Pellettflockengrößenverteilung – Variation der Flockungsmitteldosierung**

In Abbildung 4-32 sind die Pellettflockengrößenverteilungen bei unterschiedlichen Flockungsmittelmengen dargestellt. Der Feinanteil  $< 400 \mu\text{m}$  nimmt mit steigender Flockungsmitteldosierung ab. Bei einer Dosierung von 2,0 kg FM/t TR ist ein Minimum erreicht und bei einer höheren Dosierung nimmt der Feinanteil wieder zu. Die Abnahme des Feinanteils ist darauf zurückzuführen, daß mit steigender Flockungsmitteldosierung mehr Partikel in die Pellettflocken eingebunden werden. Bei einer Dosierung von 0,5 und 1,0 kg FM/t TR liegt ein Mangel an Flockungsmittel vor. Tritt hingegen ein Flockungsmittelüberschuß im abgetrennten Schlammwasser auf, dann wirken die Flockungsmittelmoleküle als Keime, und es kommt zu einer vermehrten Sekundärkeimbildung, was bei einer Dosierung von 2,5 kg FM/t TR eingetreten sein kann. Bei einer Dosierung von 2 kg FM/t TR bildet der Feinanteil im Reaktor ein Minimum. Das läßt darauf schließen, daß die optimale Dosierung in diesem Bereich liegt.

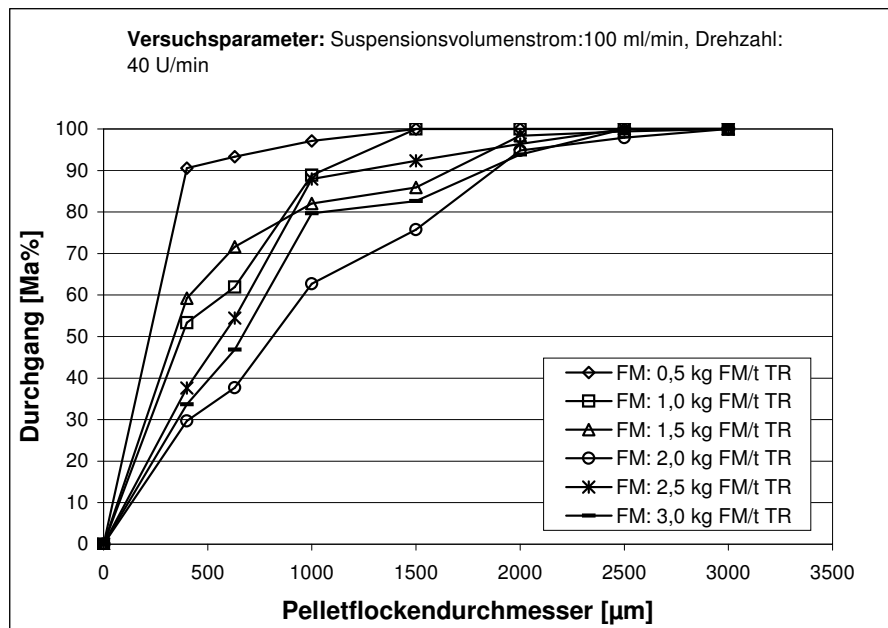


Abbildung 4-32: Pelletflockengrößenverteilung im Austrag bei unterschiedlicher Flockungsmitteldosierung.

Bei einer Flockungsmitteldosierung von 2,0 kg FM/t TR werden Pelletflocken einer breiten Verteilung gebildet, welche aber auch den höchsten Anteil von Pelletflocken  $> 1500 \mu\text{m}$  aufweisen.

Im Reaktor nimmt der Feinanteil bei einer mittleren Flockungsmitteldosierung von 1,5 bis 2,0 kg FM/t TR ein Minimum an. Bei geringerer Dosierung liegt ein Mangel an Flockungsmittel vor, so daß der Feinanteil nicht in die Pelletflocken eingebaut werden kann. Bei höherer Dosierung liegt ein Flockungsmittelüberschuß vor, der zur Sekundärkeimbildung führt. Flockungsmittelmoleküle werden nicht in die Pelletflocken eingebaut, liegen im Schlammwasser vor und wirken als Keime, indem sie zugeführte Partikel an sich binden und dem Wachstumsprozeß entziehen (vgl. Abbildung 4-33).

Beim Vergleich der Größenverteilung der Pelletflocken im Austrag (Abbildung 4-32) mit der Verteilung der Pelletflocken im Reaktor (Abbildung 4-33) liegen auch hier wieder größere Pelletflocken im Reaktor vor, die oben diskutierte Klassierung wird bestätigt. Bei den Dosierungen von 1,0, 2,0 2,5 3,0 kg FM/t TR ist der Feinanteil im Reaktor größer als im Austrag wie es bei stationärem Betrieb zu erwarten ist. Des weiteren liegen im Reaktor wieder Pelletflocken einer bimodalen Verteilung vor.



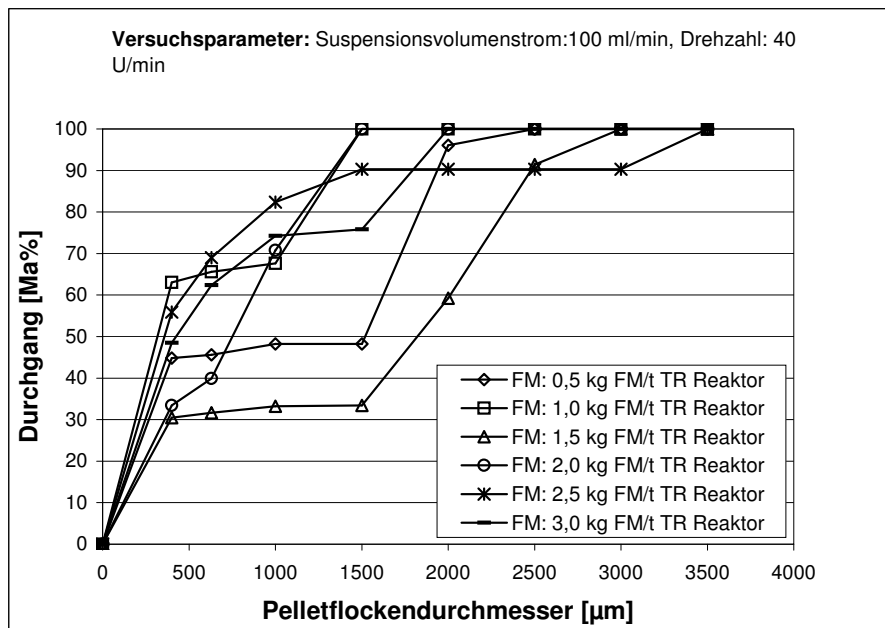


Abbildung 4-33: Pelletflockenverteilung im Reaktor nach Versuchsende in Abhängigkeit von der Flockungsmitteldosierung.

Es reichern sich grundsätzlich Feinanteil, also Keime, und eine weitere bevorzugte Größenfraktion von Pelletflocken im Reaktor an.

#### 4.6.3 Einfluß der Reaktordrehzahl

Die Drehzahl des Reaktors ist für die Art und Weise des Abrollens der Pelletflocken im Reaktor verantwortlich. Je höher die Drehzahl ist, desto häufiger rollen die Pelletflocken über die Reaktorwand und desto häufiger kollidieren sie untereinander. Über die Drehzahl wird die mechanische Synärese induziert.

#### TR-Gehalt der Pelletflocken – Variation der Drehzahl

Der TR-Gehalt der Pelletflocken läßt sich, wie aus Abbildung 4-34 zu entnehmen, über die Reaktordrehzahl beeinflussen. So werden bei einer Drehzahl von 40 U/min sowohl Pelletflocken mit dem höchsten TR-Gehalt erzielt als auch mit der breitesten Pelletflockengrößenverteilung. Bei kleineren Drehzahlen reichen die auf die Pelletflocken wirkenden Kräfte nicht aus, um sie genügend zu verdichten. Die geringe Festigkeit der Aggregate erlaubt es nicht Pelletflocken zu bilden, die größer als 1500 µm sind. Eine höhere Beanspruchung der Pelletflocken durch schnelleres Ab-

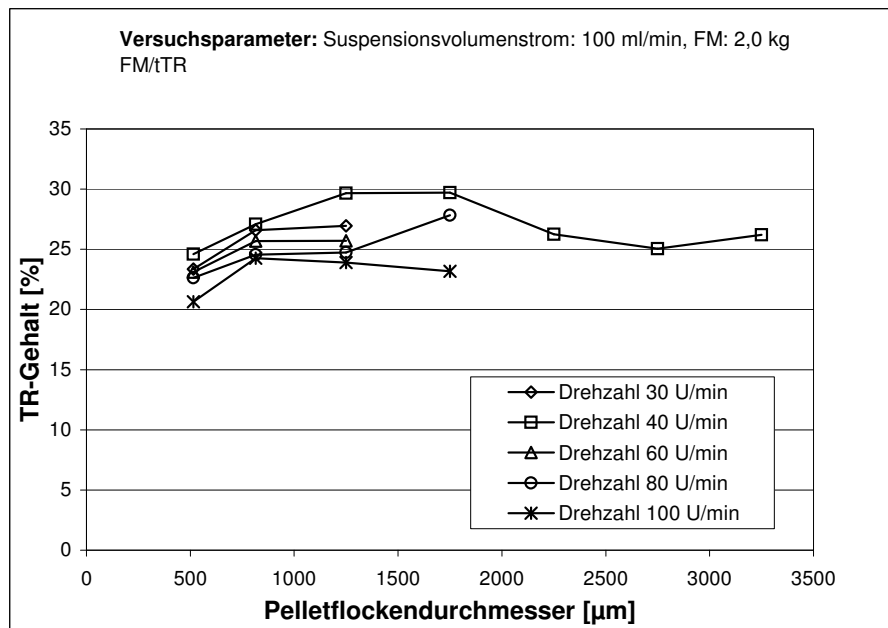


Abbildung 4-34: TR-Gehalt der Pelletflocken im Austrag in Abhängigkeit von der Pelletflockengröße bei unterschiedlicher Drehzahl des Reaktors.

rollen bei Drehzahlen über 40 U/min führt zu kleineren Pelletflocken mit geringerem TR-Gehalt. Durch das schnellere Abrollen der Pelletflocken kommt es zur Abrasion an der Oberfläche, die Pelletflocken wachsen nicht mehr an.

Von einer Drehzahl von 60 U/min an nimmt der erreichbare TR-Gehalt ab, da eine ungünstige Beanspruchung der Pelletflocken auftritt. Die Pelletflocken rollen nicht mehr gleichmäßig untereinander ab. Es kommt häufiger zu Kollisionen zwischen den Pelletflocken, weniger zum Abrollen. Das Abrollen als Beanspruchungsart ist für die mechanische Synärese vorteilhaft. Die erhöhte Anzahl der Abrollvorgänge der Pelletflocken an der Reaktorwand bei höherer Drehzahl wirkt sich jedoch nicht positiv auf eine Erhöhung des TR-Gehaltes aus. Das Wachstum der Pelletflocken wird von diesem Zeitpunkt an durch Abrasion, hervorgerufen durch höhere Turbulenzen, gebremst.

Die TR-Gehalte der Pelletflocken im Reaktor liegen bei den untersuchten Pelletflocken nur im Bereich von 40 U/min höher als bei den ausgetragenen Pelletflocken. Die Pelletflocken werden auch hier entsprechend ihres TR-Gehaltes im Austrag klassiert (Abbildung A-20).

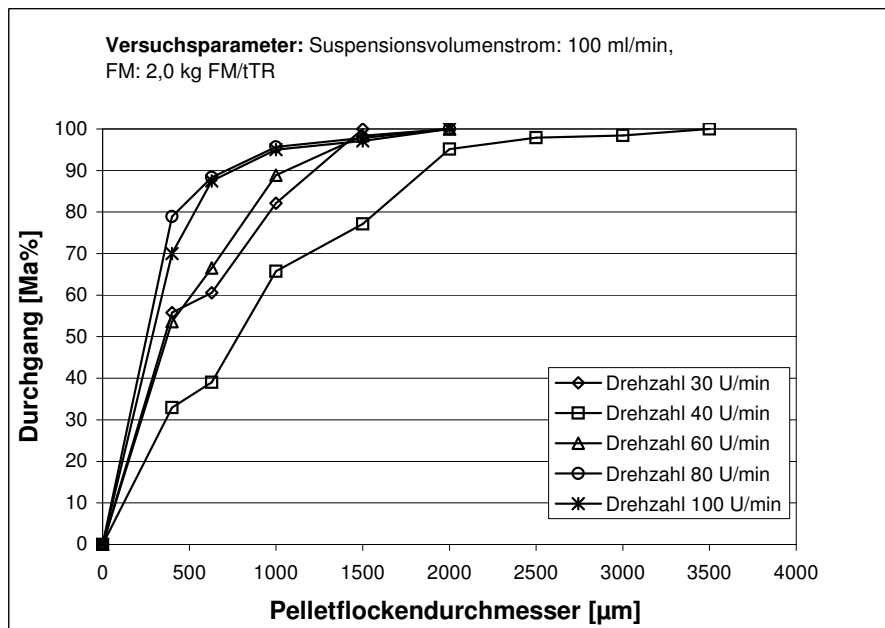


Abbildung 4-35: Pelletgrößenverteilung im Austrag bei unterschiedlicher Drehzahl des Reaktors.

### Pelletflockengrößenverteilung – Variation der Drehzahl

In Abbildung 4-35 ist die Pelletgrößenverteilung in Abhängigkeit von der Drehzahl dargestellt. Der Feinanteil verringert sich bei der Zunahme der Drehzahl von 30 auf 40 U/min, um dann sprunghaft anzusteigen und von 60 U/min an leicht abzufallen. Mit steigender Drehzahl rollen die Pelletflocken schneller ab, und ihre Oberflächen werden stärker beansprucht. Bei einer Drehzahl von 40 U/min tritt die breiteste Pelletflockengrößenverteilung mit den größten Pelletflocken auf. Bei steigenden und fallenden Drehzahlen nimmt sowohl die erreichbare Partikelgröße als auch die Breite der Verteilung ab. Bei hohen Drehzahlen ist die Abnahme der Pelletflockengröße auf die Beanspruchung der Pelletflocken durch das schnellere Abrollen zurückzuführen. Es kommt zum Abrieb, so daß die Beanspruchung ein Anwachsen der Pelletflocken nicht erlaubt.

Vergleicht man die Größenverteilung der Pelletflocken im Austrag (Abbildung 4-35) und im Reaktor (Abbildung 4-36) nach Versuchsende, dann ist bei Drehzahlen bis zu 40 U/min der Feinanteil im Reaktor von gleicher Größenordnung wie im Austrag. Bei höheren Drehzahlen ist er jedoch im Austrag größer. Hier erfolgt hinsichtlich des Feinanteils eine Klassierung, da er bevorzugt ausgetragen wird. Bei kleinen Drehzahlen werden prinzipiell alle gebildeten Pelletflocken ausgetragen. Bei größeren

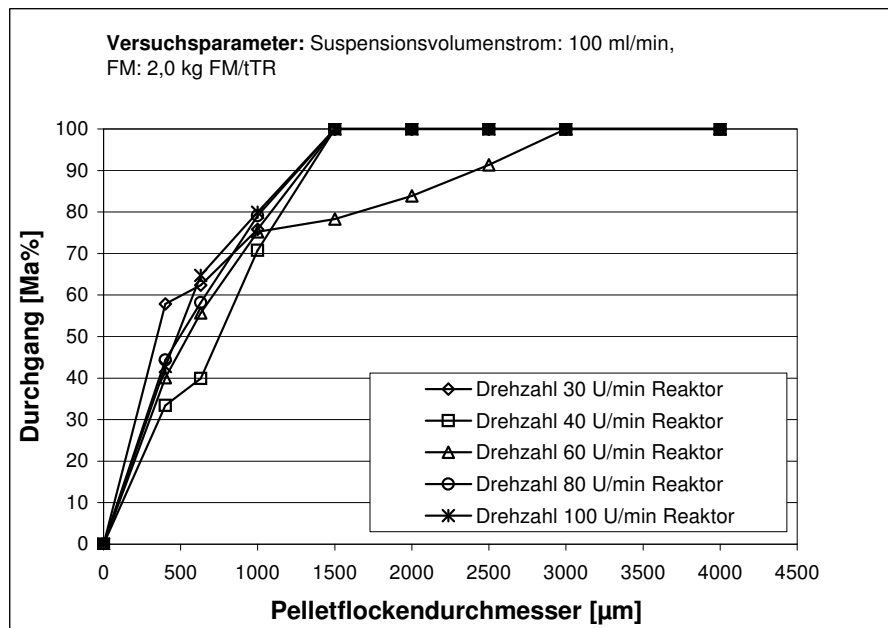


Abbildung 4-36: Pelletflockengrößenverteilung im Reaktor bei unterschiedlicher Drehzahl des Reaktors.

Drehzahlen kann ein Zurückhalten der großen Pelletflocken im Reaktor festgestellt werden, verursacht durch die höheren Zentrifugalkräfte, welche die Pelletflocken großer Masse an die Reaktorwand drücken.

Zusammengefaßt: Es wurde ein Drehrohrreaktor entwickelt mit kontinuierlicher Durchströmung, örtlich und zeitlich versetzter Zugabe von Flockungsmittel und Suspension, bei Trennung der festen und fluiden Phase durch variable Verweilzeit, Steuerung der Prozeßbedingungen durch Variation der Reaktordrehzahl, des Suspensionsvolumenstroms und der Flockungsmittelmenge. Die Effizienz der Parameter (Suspensionsvolumenstrom: 50 bis 150 ml/min; Flockungsmittelmenge: 0,5 bis 3,0 kg FM/t TR; Drehzahl: 30 bis 100 U/min) wurde im Hinblick auf den TR-Gehalt und die Größenverteilung der Pelletflocken ermittelt. Als optimale Versuchsparameter ergaben sich ein Suspensionsvolumenstrom von 100 ml/min (Verweilzeit 2,33 Minuten), eine Flockungsmitteldosierung von 2,0 kg FM/t TR und die Drehzahl von 40 U/min (Umfangsgeschwindigkeit 0,10 m/s). Abweichungen von den optimalen Bereichen führten zu Anreicherungen von Feinteilen und zum Zurückhalten großer Pelletflocken im Reaktor.

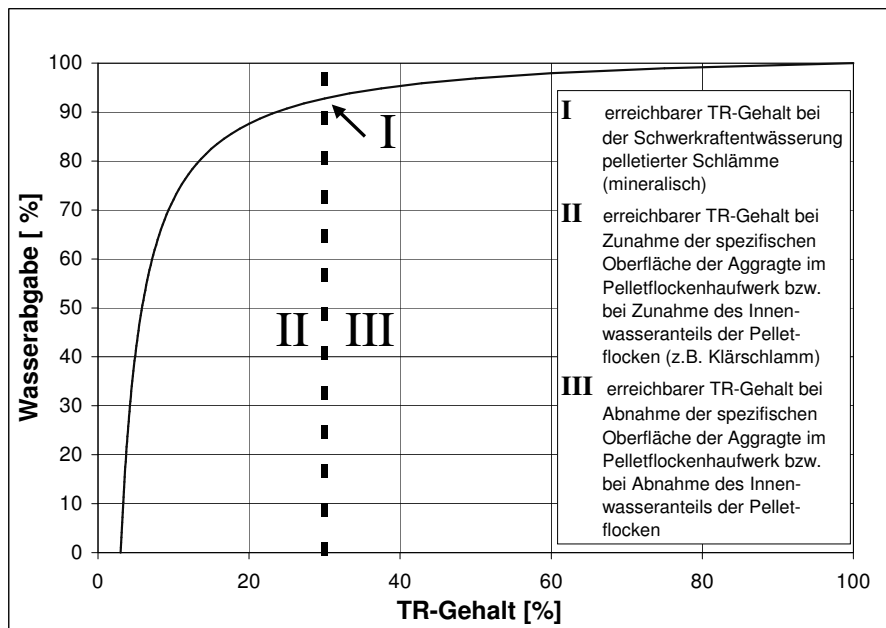


Abbildung 4-37: Zusammenhang zwischen TR-Gehalt und abgetrennter Wassermenge.

## 4.7 Entwässerungsverhalten von Pelletflocken

Der Drehrohrreaktor liefert als Produktströme abgetrenntes Schlammwasser und Pelletflocken. Die Pelletflocken sind sehr formstabil im Vergleich zu klassischen Flocken. Sie sind von fast kugelförmiger Gestalt. In den durchgeführten Versuchen wird ein Pelletflockendurchmesser bis  $2500\ \mu\text{m}$  erreicht. Aufgrund ihrer Größe und Dichte besitzen Pelletflocken eine hohe Sedimentationsgeschwindigkeit. Deshalb bietet sich für die Fest-Flüssig-Trennung eine Schwerkraftentwässerung an. Sie wird mit einer Druckentwässerung gekoppelt, wenn höhere Entwässerungsgrade gefordert sind.

In der nachstehenden Abbildung 4-37 ist der Zusammenhang zwischen dem TR-Gehalt eines Schlammes oder einer Suspension und dem Anteil des abgetrenntem Schlammwassers dargestellt.

Das Beispiel gilt für einen Schlamm mit 3 % Feststoffgehalt. Eine hohe Wasserabgabe bewirkt eine geringe Steigerung des TR-Gehaltes bei niedrigen TR-Gehalten. Werden 72,2% des Wassers entfernt, dann wird der TR-Gehalt von 3 auf 10 % angereichert. Werden dann noch weitere 15% des Wassers abgetrennt, wird der TR-Gehalt von 10 auf 20% erhöht. Bei Schlämmen, die mittels Pelletierungsflok-

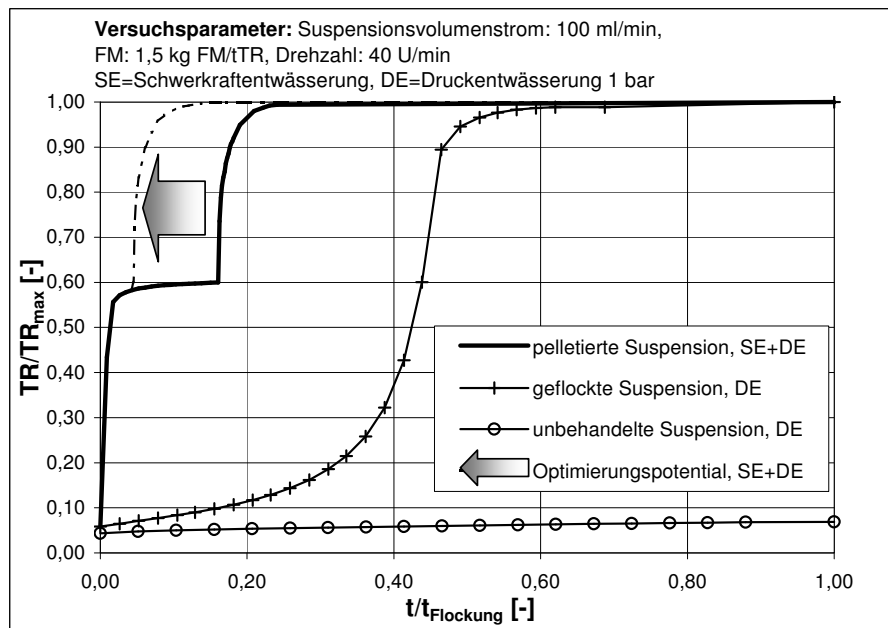


Abbildung 4-38: Vergleich von Versuchen zum Entwässerungsverhaltens von unbehandelter, geflockter und pelletierter Suspension.

kung konditioniert wurden, läßt sich allein durch Schwerkraftentwässerung ein TR-Gehalt der auf dem Filtermittel zurückgehaltenen Pelletflocken in der Größenordnung von bis zu 30 % erreicht. Dieses Ergebnis ist gleichbedeutend mit einer Entfernung von 92,8 % des Schlammwassers [22]. Die absoluten Werte für den TR-Gehalt der entwässerten Schlämme sind natürlich von den Schlammeigenschaften abhängig, selbst kommunale Klärschlämme lassen sich z.B. bis auf 12–17 % TR-Gehalt durch Schwerkraft entwässern [2].

In Abbildung 4-38 ist das Entwässerungsverhalten von Pelletflocken im Vergleich zu dem einer geflockten und einer unbehandelten Suspension dargestellt [22]. Die Entwässerung der pelletierten Suspension erfolgte in einer Kombination aus Schwerkraftentwässerung und Druckentwässerung bei 1 bar, während die geflockte und die unbehandelte Suspension einer reinen Druckentwässerung bei 1 bar unterzogen wurde. Als Ausgangspunkt für den Vergleich wurden jeweils 1 l Suspension mit einem TR-Gehalt von 3 % eingesetzt.

Es ist nicht nur zu erkennen, daß pelletierte Schlämme mehr als 50 % des maximal erreichbaren TR-Gehaltes durch Schwerkraftentwässerung erzielen, auch die Zeiteinsparung ist signifikant. Die Entwässerungszeit umfaßt nur einen Bruchteil der Zeit, die bei der Flockung erforderlich ist. Bei der nachgeschalteten Druckfiltration

muß jedoch noch das Innenwasser der Pelletflocken und das Haft- sowie das Zwickelwasser des Haufwerks entfernt werden. Insgesamt gesehen, werden in diesem Beispiel 92 % des Wassers mittels Schwerkraftentwässerung entfernt und ca. 5 % durch Druckfiltration. Im Vergleich zur Flockung reduziert sich die Zeit, in der zusätzlich mechanische Energie aufgebracht werden muß, auf 8,6 %.

Zum Zeitpunkt, wenn die Schwerkraftentwässerung bei pelletierten Schlämmen abgeschlossen ist, ist bei einer Druckfiltration von geflockten Schlämmen erst 38,5 % (TR=4,8 %) des Wassers entfernt worden, bei unbehandelten Schlämmen sind es nur 16,5 % (TR=3,4 %). Die Pelletierungs- und Flockungsdauer wurde hierbei nicht berücksichtigt, da diese von der Größe des jeweiligen Reaktorsystems abhängig ist.

Wird eine pelletierte Suspension direkt druckentwässert, dann werden die Pelletflocken stark beansprucht. Vor Abgabe des abgetrennten Schlammswassers verformen sich die Pelletflocken durch den Druck, und das Haufwerk weist eine geringere Durchlässigkeit auf (vgl. Abbildung 2-7). Der zeitliche Aufwand steigt. Deshalb sollte bei der Entwässerung von pelletierten Schlämmen eine kombinierte Entwässerung erfolgen, so daß zuerst das freie Schlammswasser abgetrennt wird, daraufhin das des Haufwerks der Pelletflocken und daß schließlich die Pelletflocken selbst entwässert werden. Wenn die Wasserabtrennung dem Stoffsystem mit seinen speziellen Eigenschaften angepaßt wird, lassen sich Zeit und Energie einsparen. Es muß noch eine Optimierung der Kombination Schwerkraft- und Druckentwässerung erfolgen, um die Entwässerungszeiten und den Energieaufwand weiter zu minimieren. Das mögliche Optimierungspotential ist in Abbildung 4-38 angedeutet [22].

### **Einfluß der Pelletflockengröße auf das Verhalten der Entwässerung**

Die Durchlässigkeit eines Haufwerks ist vor allem durch seine innere Struktur bestimmt. Deshalb wurde der Einfluß der Pelletflockengröße auf das Entwässerungsverhalten untersucht. Dazu wurden Pelletflocken, die unter gleichen Versuchsbedingungen gebildet wurden, mittels Naßsiebung in 5 Fraktionen aufgeteilt. Die einzelnen Pelletflockenfraktionen wurden einer Schwerkraftentwässerung unterzogen. Nach ihrem Abschluß wurde eine Druckentwässerung von 1 bar nachgeschaltet. Hierbei wird zunächst sehr schnell das noch zwischen und auf den Pelletflocken befindliche Wasser entfernt, danach werden die Pelletflocken selbst entwässert. Dieses zeigt sich als Sprung in den Entwässerungskurven in Abbildung 4-39. Die

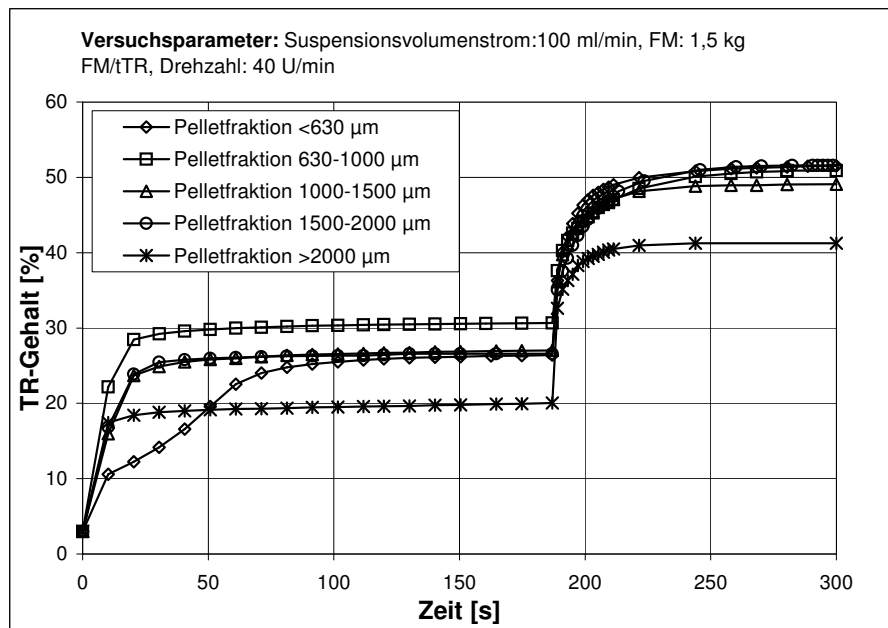


Abbildung 4-39: Entwässerungsverhalten von Pelletflocken unterschiedlicher Größe [49].

mit Beendigung der Schwerkraftentwässerung erreichten TR-Gehalte sind abhängig von der Pelletflockengröße. Die Ergebnisse sind in Tabelle 4-10 dargestellt [22, 49].

Aus der Abbildung 4-39 ist zu erkennen, daß es eine optimale Pelletflockengröße für die Schwerkraftentwässerung gibt. In diesem Beispiel liegt sie bei 630–1000  $\mu\text{m}$ . Sind die Pelletflocken größer oder kleiner, so verringert sich der erreichbare TR-Gehalt. Dieses Phänomen ist auf die Struktur des Haufwerks zurückzuführen und auf das in den und an die Pelletflocken gebundene Wasser. Bei kleinen Pelletflocken ist die Porosität des Pelletflockenhaufwerks gering, so daß nicht das gesamte Zwischenraumwasser entfernt werden konnte. Auch die Durchströmungsgeschwindigkeit ist geringer als bei großen Pelletflocken. Mit der Pelletflockengröße nimmt die Hohlraumgröße zu, es kann mehr Zwischenraumwasser abfließen. Dadurch werden höhere TR-Gehalte erreicht. Die Entwässerungsgeschwindigkeit steigt. Wird die Pelletflockengröße zu groß, sind die Pelletflockenstrukturen lockerer und es ist mehr Innenwasser in den Pelletflocken gebunden –Fraktion >2000  $\mu\text{m}$ –. Der erreichte TR-Gehalt der Pelletflocken nach der Schwerkraftentwässerung ist relativ niedrig, obwohl die Durchströmungsgeschwindigkeit aufgrund der großen Porenweiten hoch ist. Bei der anschließenden Druckfiltration liegt der erreichbare TR-Gehalt deutlich unter den Gehalten der anderen Fraktionen.



Tabelle 4-10: TR-Gehalte nach Schwerkraftentwässerung bzw. Schwerkraftentwässerung kombiniert mit Druckentwässerung bei 1 bar.

<b>Pelletflockenfraktion [<math>\mu\text{m}</math>]</b>	<b>TR-Gehalt nach Schwerkraft- entwässerung [%]</b>	<b>TR-Gehalt nach kombinierter Schwerkraft- und Druckentwässerung (1 bar) [%]</b>
0–630	26,4	51,8
630–1000	30,7	50,9
1000–1500	27,0	49,1
1500–2000	26,6	51,7
> 2000	20,1	41,3

Für eine optimale Entwässerung pelletierten Schlammes gilt es, nicht nur die Schwerkraftentwässerung optimal mit der Druckentwässerung zu kombinieren, sondern auch die Pelletflockengröße zu berücksichtigen, die entscheidend für die Durchlässigkeit des Haufwerks ist sowie die Feststoffanreicherung in den Pelletflocken optimal einzustellen.

Zusammengefaßt ergab die Untersuchung des Entwässerungsverhaltens von Pelletflocken bei Kombination von Schwerkraft- und Druckentwässerung bei 1 bar zunächst einen Entwässerungsgrad von 92 % durch Schwerkraft und anschließend von 5 % durch Druckentwässerung, gegenüber nur 38,5 % bei Druckentwässerung (1 bar) von geflockter Suspension und 16,5 % bei unbehandelter Suspension, jeweils im gleichen Entwässerungszeitraum. Die Pelletflockenfraktion von 630 bis 1000  $\mu\text{m}$  erwies sich als optimal entwässerbar durch Schwerkraftentwässerung. Die Fraktion > 2000  $\mu\text{m}$  ergab geringere TR-Gehalte bei Schwerkraftentwässerung wie bei Druckentwässerung.

## 5 Zusammenfassung und Ausblick

Die durchgeführte experimentelle Arbeit zu Untersuchungen der Grundprozesse der Pelletierungsflockung hat ergeben, daß die Pelletierungsflockung als Verfahrenskombination von Aggregatbildung mit gezielter Struktur und Wasserabgabe der Aggregate in der Aggregatbildungsphase die Konditionierung von Schlämmen erleichtern und verbessern kann, und daher auch wirtschaftliche Vorteile verspricht. Die Arbeit bietet die Möglichkeit die Schlammkonditionierung und -entwässerung sowohl in Bezug auf das erzielbare Ergebnis der Prozeßführung als auch wirtschaftlicher Hinsicht voranzubringen.

In dieser Arbeit wurde in einem ersten Schritt versucht, das Parallelmodell von Yusa, Schichtenaufbau der Aggregate, ohne und in Kombination mit ständiger Wasserabgabe aus den Aggregaten während ihrer Bildung experimentell umzusetzen und zu verifizieren. Dazu wurden Keime mit Flockungsmittel und Primärpartikeln einer Suspension beschichtet. In einer ersten Versuchsreihe erfolgte dieses durch gezieltes Eintauchen von Keimen in Flockungsmittel und Suspension. Die Kinetik des Anlagerungsprozesses konnte mit dem gewählten Meßverfahren nicht bestimmt werden. Die Anlagerung der Flockungsmittelschicht und der Primärpartikelschicht auf den Keim bis zum Erreichen einer Gleichgewichtsbeladung von Primärpartikeln auf dem Keim wurde innerhalb einer Sekunde abgeschlossen. Der Energieeintrag stellt einen wichtigen Einflußparameter dar, er induziert die mechanische Synärese und damit die Beeinflussung des Pelletierungsergebnisses bezüglich der Pelletflockendichte und der Wachstumsgeschwindigkeit.

In einem weiteren Schritt konnte gezeigt werden, daß auch ein mehrschichtiger Aufbau von Pelletflocken simuliert werden kann. Das Pelletflockenwachstum ist konstant und unabhängig von der Pelletflockengröße, wobei das Anwachsen und die mechanische Synärese durch Energieeintrag, d.h. durch Rühren, beschleunigt werden konnte. Die Struktur der Pelletflocken läßt sich mit Hilfe des Feststoffvolumenanteils beschreiben. Der Feststoffvolumenanteil bei schichtweise gebildeten Pelletflocken nimmt mit steigender Keimgröße ab und mit steigender Schichtzahl zu. Die-

se Erkenntnisse wurden nun auf einen Rührreaktor mit Scheibenrührer übertragen, bei dem Pelletflocken gezielt durch abwechselnde Zugaben von Flockungsmittel und Primärpartikelsuspension gebildet wurden. Es konnte gezeigt werden, daß der Feststoffvolumenanteil der Pelletflocken mit ihrer Größe abnimmt. Der Zusammenhang zwischen Pelletflockengröße und Feststoffvolumenanteil läßt sich über den Potenzansatz der Form beschreiben (vgl. [Gleichung 4-24](#)):

$$(1 - \varepsilon) = \alpha \left( \frac{D_{PF}}{D_P} \right)^{\beta-3}$$

Die Struktur der Pelletflocke wurde durch ihre Größe und die sie bildenden Primärpartikel charakterisiert. Als weitere Methode zur Charakterisierung der Pelletflocken wurde die Größenbestimmung in Kombination mit der Sinkgeschwindigkeitsmessung herangezogen. Pelletflocken weisen eine Sphärizität von 0,98–0,95 auf, sie sind also fast kugelförmig und haben eine sehr dichte Struktur, ihre Dichte liegt im Bereich von 1166 bis 1233 kg/m<sup>3</sup> und darüber. Im Unterschied zu Flocken kann angenommen werden, daß Pelletflocken bei der Sedimentation nicht durchströmt werden, so daß die Sinkgeschwindigkeitsmessung zur Bestimmung ihrer Dichte ein geeignetes und wenig fehlerhaftes Verfahren ist.

Die mittels dieses Verfahrens bestimmten Dichten der Pelletflocken liegen zwischen 1166 und 1233 kg/m<sup>3</sup>, was einem Feststoffvolumenanteil von 0,1 bis 0,14 bzw. einem TR von 22,7 % und 30,1 % entspricht. Die Dichte der im Drehrohrreaktor gebildeten Pelletflocken, die über ihre Sinkgeschwindigkeit bestimmt wurde, ist bis zu einer Pelletflockengröße von 2 mm unabhängig von der Pelletgröße und nimmt dann mit steigender Pelletgröße ab.

Im Vergleich mit klassischen Flocken konnte gezeigt werden, daß die Größe von Pelletflocken die von klassischen Flocken bis zu einer Zehnerpotenz übersteigt, gleiches gilt für die effektive Dichte  $\rho_e$ . Der Einfluß der Größe auf die Dichte ist bei Pelletflocken wesentlich geringer ausgeprägt als bei Flocken. Für bestimmte Pelletflockengrößenbereiche ist kein Einfluß feststellbar.

Um die Grundlage für eine industrielle Anwendung zu schaffen, wurde nach einem geeigneten Reaktor gesucht. Der gewählte Reaktor ist ein Drehrohrreaktor, der es

ermöglicht, die für die Pelletierungsflockung notwendige Prozeßführung und die mechanische Synärese zu realisieren. Er weist folgende Merkmale auf:

- kontinuierliche Betriebsweise
- Trennung der Verweilzeit der festen und flüssigen Phase
- zeitlich und örtlich versetzte Zugabe von Flockungsmittel und Feststoff
- eine Abrollfläche als Pelletierfläche
- lokal ideale Durchmischung
- Möglichkeit der Variation von Prozeßbedingungen wie Reaktordrehzahl, Suspensionsvolumenstrom, Flockungsmittelmenge

Durch die Betriebsparameter Reaktordrehzahl, Verweilzeit und Flockungsmitteldosierung werden Größe und TR-Gehalt der Pelletflocken beeinflußt. Die optimalen Versuchsparameter der in dieser Arbeit untersuchten Pelletierungsflockung von Kaolinschlämmen im Drehrohrreaktor waren eine Verweilzeit von 2,33 Minuten, eine Flockungsmitteldosierung von 2,0 kg FM/t TR und eine Umfangsgeschwindigkeit des Reaktors von 0,19 m/s. Dadurch konnten Pelletflocken mit einem TR-Gehalt von maximal 29,7 % im Größenbereich von 1000 bis 2000  $\mu\text{m}$  erzielt werden. Im gesamten Größenbereich wurde noch ein TR-Gehalt > 24,6 % erreicht.

Obwohl Pelletflocken schon während ihrer Bildung einen erheblichen Teil des Wassers abgegeben haben, kommt der nachfolgenden Entwässerung eine große Bedeutung zu. Hierzu eignet sich speziell die Schwerkraftentwässerung, da sie sehr wirtschaftlich eingesetzt werden kann, und nur das durch die Konditionierung, also die Pelletierungsflockung, abgetrennte Schlammwasser entfernt wird und so TR-Gehalte bis 30 % erzielt werden können. In einer nachfolgenden Druckentwässerung bei 1 bar Überdruck kann das Ergebnis auf über 50 % gesteigert werden. Der Entwässerungserfolg wird sowohl von Größe der Pelletflocken als auch von deren TR-Gehalt beeinflußt.

In zukünftigen Arbeiten wäre zu untersuchen, welchen Einfluß organische Flockungsmittel hinsichtlich ihrer Ladung und Molmasse auf den Pelletierungsflockungsprozeß haben. Higashitani et.al. [13] hat in seinen Arbeiten festgestellt, daß die Bildung von Pelletflocken sowohl von der Menge der Ladungsdichte sowie der Molmasse des Flockungsmittels abhängt.

Mit Hilfe des für die Untersuchungen eingesetzten Drehrohrreaktors ist es nicht gelungen, Pelletflocken zu bilden, die einen TR-Gehalt von 30 % überschritten. Es soll-

te durch weitere Untersuchungen überprüft werden, ob dieser Betrag für das Verfahren eine Grenze darstellt z.B. weil das zwischen den Primärpartikeln eingeschlossene Wasser durch das für die Pelletierungsflockung notwendige Flockungsmittel gebunden wurde, oder weil die Beanspruchung der Pelletflocken nicht ausreichte.

Zum Verständnis der Optimierung des Pelletierungsflockungsprozesses sollte untersucht werden, welcher mechanischen Beanspruchung Pelletflocken ausgesetzt werden können und inwieweit diese Beanspruchung für die Verdichtung und die damit verbundene Wasserabgabe genutzt werden kann.

Diese grundlegenden Betrachtungen sollen, zusammen mit dem im Rahmen dieser Arbeit realisierten, gezielten Schichtenaufbau von Pelletflocken, seiner Einflußfaktoren und dem Entwässerungsverhalten der Pelletflocken, die Grundlage bilden, die Pelletierungsflockung gezielt auf weitere Stoffsysteme, speziell Klärschlämme, zu übertragen und so die herkömmliche Konditionierung, nämlich Flockung mit anschließender Druckentwässerung, zu ersetzen.

Die Pelletierungsflockung ist ein kombiniertes Konditionierungs- und Entwässerungsverfahren. Pelletflocken können als spezielle Flocken betrachtet werden, die durch spezielle Prozeßführung und mechanische Synärese gebildet werden. Der hohe Feststoffvolumenanteil der Pelletflocken ist die Voraussetzung für ihre günstigen Sedimentationseigenschaften, ihre hohe Festigkeit und ihr gutes Eindick- und Entwässerungsverhalten im Vergleich mit dem von Flocken.

## 6 Verzeichnisse

### Symbolverzeichnis

$\alpha$	Konstante
$\beta$	Exponent
$(1 - \varepsilon)$	Feststoffvolumenanteil
$(1 - \varepsilon_F)$	Feststoffflächenanteil
$(1 - \varepsilon_F)_0$	Feststoffflächenanteil bei Rührerdrehzahl=0 [U/s]
$\varepsilon$	Porosität (Hohlraumvolumenanteil)
$\varepsilon_F$	Flächenporosität
$const(\varepsilon)$	Porosität
$\eta$	Viskosität
$\tau_S$	Verweilzeit in der Suspension
$\tau_{FM}$	Verweilzeit im Flockungsmittel
$\phi_{pt}$	Volumenanteil der Partikel bei der kritischen Partikelkonzentration $N_{pt}$
$\rho_A$	Dichte des Aggregats
$\rho_F$	Flockendichte
$\rho_S$	Dichte des Feststoffs in der Pelletflocke oder Aggregat
$\rho_W$	Dichte des Fluids (Wasser)
$\rho_e$	effektive Dichte
$\rho_{PF}$	Dichte der Pelletflocke
$A$	Kugeloberfläche welche die angelagerten Primärpartikel mittig schneidet
$a$	Exponent
$a$	Konstante
$A_F$	Summe der Projektionsflächen der Primärpartikel
$A_{PF}$	Pelletflockenoberfläche

$B$	Durchlässigkeit
$c$	Konstante
$C_p$	Flockungsmittelkonzentration in g/m <sup>3</sup>
$c_T$	Ladungskonzentration des Titrators
$c_W$	Widerstandsbeiwert
$c_{FM}$	Flockungsmittelkonzentration in %
$\partial N$	Änderung der Partikelzahl, die ein Aggregat bilden
$\partial t$	Zeitintervall
$\partial x$	Änderung der Aggregatgröße
$D_F$	fraktale Dimension
$d_F$	Flockendurchmesser
$D_K$	Keimdurchmesser
$d_P$	Primärpartikeldurchmesser
$d_{50,r}$	Medianwert der Partikelsummenkurve
$D_{PF}$	Pelletflockendurchmesser
$F_A$	Auftriebskraft
$F_G$	Gewichtskraft
$F_W$	Widerstandskraft
$FM$	Flockungsmittel
$g$	Erdbeschleunigung
$K$	Konstante
$k$	Konstante
$k_\varepsilon$	Konstante
$k_P$	Konstante
$k_S$	Faktor, der die innere Packungsstruktur der Pelletflocke berücksichtigt
$k_\varepsilon$	Konstante, berücksichtigt Einflußfaktoren wie den Energieeintrag und die Flockungsmiteleigenschaften
$L$	Aggregatgröße

$l$	Packungslänge
$M$	Molmasse des Flockungsmittels
$m$	Aggregatmasse
$m_{aS}$	Einwaage der aktiven Substanz [g]
$Ma\%$	Massenprozent
$N$	Zahl der Primärpartikel
$\bar{N}$	Mittelwert der Primärpartikelzahl
$n$	Rührerdrehzahl
$N_0$	Anfangspartikelkonzentration in $1/m^3$
$N_A$	Avogadrokonstante in $1/Mol$
$n_S$	Zahl der angelagerten Partikelschichten
$N_{pt}$	kritischen Partikelkonzentration $N_{pt}$ oberhalb derer Pellettflocken gebildet werden in $1/m^3$
$\Delta p$	Druckverlust
$p$	Ladungsdichte des Flockungsmittels
$q$	Ladungsdichte [eq/g]
$Re$	Reynoldszahl
$SPHT$	Sphärizität
$t$	Zeit
$t_{Flockung}$	Dauer der Flockung
$TR$	Trockenrückstand
$U$	Umfang des Aggregates
$V$	Verbrauch an Titrator bis Ladungsneutralpunkt [l]
$\dot{V}$	Volumenstrom
$V_K$	Keimvolumen
$V_P$	Primärpartikelvolumen
$v_S$	Sinkgeschwindigkeit der Pellettflocken



$v_S$	Sinkgeschwindigkeit
$V_{PF}$	Pelletflockenvolumen
$\bar{w}$	mittlere Durchströmungsgeschwindigkeit
$\bar{x}$	mittlere Partikelgröße

## Abbildungsverzeichnis

2-1	Modelle der Pelletierungsflockung . . . . .	14
2-2	Prozeß-Modelle der Flockung und Pelletierungsflockung . . . . .	15
2-3	Reaktionen der Brückenbildungstheorie . . . . .	17
2-4	Reaktorsysteme für die Pelletierungsflockung . . . . .	19
2-5	Aggregatmorphologien . . . . .	25
2-6	Pelletflocke und Flocke im Schnitt . . . . .	27
2-7	Fest-Flüssig-Trennung von Pelletflocken und Flocken . . . . .	29
3-1	Schematische Darstellung der Bildanalyse. . . . .	34
3-2	Optische Meßanordnung des Partikelzählgerätes. . . . .	35
3-3	Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus zur Anlagerung von Primärpartikelschichten an einen Keim. . . . .	41
3-4	Schema des Versuchsreaktors mit Stromstörern. . . . .	43
3-5	Zeitschema der Flockungsmittel- und Suspensionszugabe bei der Pelletierungsflockung im Rührreaktor. . . . .	44
3-6	Schematische Darstellung des Drehrohrreaktors. . . . .	45
3-7	Fließschema zum Versuchsaufbau. . . . .	49
3-8	Pelletflockenbewegung im Reaktor, Vergleich von Schüttgutagglomeration und Pelletierungsflockung. . . . .	49
4-1	Flockungsmittel- und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel. . . . .	52
4-2	Flockungsmittel- und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims in der Suspension. . . . .	53
4-3	Flockungsmittel- und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims in der Suspension und unterschiedlichen Keimgrößen. . . . .	54
4-4	Flockungsmittel- und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel bei unterschiedlichen Flockungsmittelkonzentrationen. . . . .	55
4-5	Pelletflockenkeim mit einer angelagerten Primärpartikelschicht. . . . .	57

4-6	Feststoffflächenanteile von Pelletflocken in Abhängigkeit vom Durchmesser- verhältnis. . . . .	59
4-7	Einfluß der Keimgröße auf die Zahl der angelagerten Primärpartikel. . .	60
4-8	Einfluß des Energieeintrages auf den Feststoffflächenanteil. . . . .	62
4-9	Einfluß des Energieeintrags auf die Zahl der angelagerten Primärpartikel. . . . . .	63
4-10	Schichtenwachstum von Pelletflocken, ohne Energieeintrag. . . . .	65
4-11	Schichtdicken von Pelletflocken bei unterschiedlichen Anlagerungs- formen. . . . .	65
4-12	Schichtenwachstum von Pelletflocken mit Energieeintrag. . . . .	67
4-13	Zusammenhang zwischen Pelletflockendurchmesser und Primärpartikelzahl (ohne Energieeintrag). . . . .	68
4-14	Zusammenhang zwischen Pelletflockendurchmesser und Primärpartikelzahl (mit Energieeintrag). . . . .	69
4-15	Zusammenhang zwischen Pelletflockengröße und Primärpartikelzahl. . .	71
4-16	Abhängigkeit der Primärpartikelzahl vom Durchmesser- verhältnis bei unterschiedlicher Rührerdrehzahl. . . . .	73
4-17	Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurch- messer bei unterschiedlichen Versuchsparametern. . . . .	75
4-18	Sphärizität von Pelletflocken unterschiedlicher Größenfraktionen. . . .	76
4-19	Sinkgeschwindigkeiten von Pelletflocken in Abhängigkeit vom Pellet- flockendurchmesser. . . . .	77
4-20	Dichten der Pelletflocken in Abhängigkeit von den Pelletflockengrös- senfraktionen. . . . .	78
4-21	TR-Gehalte von Pelletflocken errechnet aus der Sinkgeschwindigkeit und von Pelletflocken bestimmt durch Trocknung. . . . .	79
4-22	Zusammenhang zwischen Feststoffvolumenanteil, Dichte und TR- Gehalt von Aggregaten aus Kaolin . . . . .	81
4-23	Vergleich der Dichten von Pelletflocken aus den unterschiedlichen Versuchsverfahren. . . . .	82
4-24	Vergleich der reziproken Feststoffvolumenanteile von Flocken und Pelletflocken. . . . .	83
4-25	Vergleich der effektiven Dichten von klassischen Flocken und Pellet- flocken. . . . .	85
4-26	TR-Gehalt der Pelletflocken in Abhängigkeit von der Pelletflocken- größe bei unterschiedlichen Suspensionsvolumenströmen. . . . .	87

4-27 TR-Gehalt der ausgetragenen Pelletflocken und TR-Gehalt der Pelletflocken im Reaktor. . . . .	88
4-28 Pelletflockengrößenverteilung bei unterschiedlicher Versuchsdauer. . .	90
4-29 Pelletflockengrößenverteilung im Austrag bei unterschiedlichen Suspensionsvolumenströmen. . . . .	90
4-30 Pelletflockengrößenverteilung im Reaktor und im Austrag bei unterschiedlichen Suspensionsvolumenströmen. . . . .	91
4-31 TR-Gehalt von Pelletflocken im Austrag in Abhängigkeit von der Pelletflockengröße bei unterschiedlicher Flockungsmitteldosierung. . . .	92
4-32 Pelletflockengrößenverteilung im Austrag bei unterschiedlicher Flockungsmitteldosierung. . . . .	94
4-33 Pelletflockenverteilung im Reaktor nach Versuchsende in Abhängigkeit von der Flockungsmitteldosierung. . . . .	95
4-34 TR-Gehalt der Pelletflocken im Austrag in Abhängigkeit von der Pelletflockengröße bei unterschiedlicher Drehzahl des Reaktors. . . . .	96
4-35 Pelletgrößenverteilung im Austrag bei unterschiedlicher Drehzahl des Reaktors. . . . .	97
4-36 Pelletflockengrößenverteilung im Reaktor bei unterschiedlicher Drehzahl des Reaktors. . . . .	98
4-37 Zusammenhang zwischen TR-Gehalt und abgetrennter Wassermenge	99
4-38 Vergleich von Versuchen zum Entwässerungsverhaltens von unbehandelter, geflockter und pelletierter Suspension. . . . .	100
4-39 Entwässerungsverhalten von Pelletflocken unterschiedlicher Größe . .	102
A-1 Primärpartikelverteilung des verwendeten Kaolins. . . . .	123
A-2 Flockungsmittel- und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims in der Suspension, Keimgröße 1,5 mm. . . . .	124
A-3 Flockungsmittel und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims in der Suspension, Keimgröße 3 mm. . . . .	124
A-4 Flockungsmittel und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims in der Suspension, Keimgröße 6 mm. . . . .	125
A-5 Flockungsmittel und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel, Flockungsmittelkonzentration 0,01 %. . . . .	125
A-6 Flockungsmittel und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel, Flockungsmittelkonzentration 0,05 %. . . . .	126

A-7 Flockungsmittel und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel, Flockungsmittelkonzentration 0,1 %.	126
A-8 Abhängigkeit der Primärpartikelzahl vom Durchmesser Verhältnis bei unterschiedlicher Rührerhöhe.	127
A-9 Abhängigkeit der Primärpartikelzahl vom Durchmesser Verhältnis bei unterschiedlicher Rührerdrehzahl und unterschiedlichen Flockungsmitteln.	127
A-10 Abhängigkeit der Primärpartikelzahl vom Durchmesser Verhältnis bei unterschiedlicher Rührergröße.	128
A-11 Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 30 mm, Rührerhöhe: 15 mm, Rührerdrehzahl: 70 U/min.	128
A-12 Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 40 mm, Rührerhöhe: 30 mm, Rührerdrehzahl: 50 U/min.	129
A-13 Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 40 mm, Rührerhöhe: 30 mm, Rührerdrehzahl: 60 U/min.	129
A-14 Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 40 mm, Rührerhöhe: 30 mm, Rührerdrehzahl: 80 U/min.	130
A-15 Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 30 mm, Rührerhöhe: 30 mm, Rührerdrehzahl: 80 U/min.	130
A-16 Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 40 mm, Rührerhöhe: 35 mm, Rührerdrehzahl: 80 U/min.	131
A-17 Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 30 mm, Rührerhöhe: 15 mm, Rührerdrehzahl: 80 U/min.	131
A-18 Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Cytec C 491, Rührerdurchmesser: 30 mm, Rührerhöhe: 15 mm, Rührerdrehzahl: 80 U/min.	132
A-19 TR-Gehalt von Pelletflocken im Reaktor in Abhängigkeit von der Pelletflockengröße bei unterschiedlicher Flockungsmitteldosierung.	132

A-20 TR-Gehalt der Pelletflocken im Reaktor in Abhängigkeit von der Pelletflockengröße bei unterschiedlicher Drehzahl des Reaktors. . . . .	133
---	-----

## Tabellenverzeichnis

2-1	Problemstruktur hinsichtlich der Optimierung der Pelletierungsflockung	23
2-2	Vergleich der Eigenschaften von Flocken und Pelletflocken . . . . .	26
3-1	Eigenschaften der Pelletkeime . . . . .	31
3-2	Eigenschaften der Primärpartikelsysteme . . . . .	32
3-3	Eigenschaften der Flockungsmittel . . . . .	33
3-4	Näherungslösungen für $c_w(\text{Re})$ . . . . .	39
3-5	Versuchsparameter . . . . .	44
3-6	Verweilzeiten der Pelletflocken im Reaktor . . . . .	47
4-1	Bedeckungsgrad von Pelletflockenkeimen . . . . .	54
4-2	Berechnete Feststoffflächenanteile für Keime unterschiedlicher Größe	58
4-3	$k_S$ -Werte für das Schichtenwachstum von Pelletflocken. . . . .	66
4-4	Feststoffvolumenanteile in Abhängigkeit von der Keimgröße und der Schichtzahl (ohne Energieeintrag) . . . . .	70
4-5	Feststoffvolumenanteile in Abhängigkeit von der Keimgröße und der Schichtzahl (mit Energieeintrag) . . . . .	70
4-6	Vergleich von Pelletflocken . . . . .	72
4-7	Werte der Parameter $\alpha$ und $\beta$ zur Berechnung des Feststoffvolumen- anteils . . . . .	74
4-8	Massenverteilung und TR-Gehalt der Pelletflockenfraktion. . . . .	79
4-9	TR-Gehalt der Pelletflocken in Abhängigkeit von der Versuchszeit. . .	86
4-10	TR-Gehalte nach Schwerkraftentwässerung bzw. Schwerkraftent- wässerung kombiniert mit Druckentwässerung bei 1 bar. . . . .	103
A-1	Werte zu den Abbildungen 4-1, 4-2, 4-3 und 4-4 . . . . .	134
A-2	Werte zu den Abbildungen A-2, A-3, A-4, A-5 und A-6 . . . . .	135
A-3	Werte zu den Abbildungen A-7, 4-6, 4-7, 4-8 und 4-9 . . . . .	136
A-4	Werte zu den Abbildungen 4-10, 4-12 und 4-15 . . . . .	137
A-5	Werte zu Abbildung 4-13 . . . . .	139
A-6	Werte zu den Abbildungen 4-18, 4-20 und 4-21 . . . . .	140
A-7	Werte zu Abbildung 4-14 . . . . .	141

A-8 Werte zu den Abbildungen 4-16, A-8, A-9, A-10, A-11, A-12, A-13, A-14 und 4-17. . . . .	143
A-9 Werte zu den Abbildungen A-8, A-9, A-10, A-15, A-16, A-17 und A-18. . . . .	144
A-10 Werte zu Abbildung 4-19 . . . . .	145
A-11 Werte zu Abbildung 4-23 . . . . .	150
A-12 Werte zu Abbildung 4-25 . . . . .	154
A-13 Werte zu den Abbildungen 4-26, 4-27, 4-28, 4-29 und 4-30 . . . . .	157
A-14 Werte zu den Abbildungen 4-31, A-19, 4-32 und 4-33. . . . .	158
A-15 Werte zu den Abbildungen 4-34, A-20, 4-35 und 4-36. . . . .	159
A-16 Werte zu den Abbildungen 4-38 und 4-39 . . . . .	160



## Literaturverzeichnis

- [1] Yusa, M.; Gaudin, A. M.: "Formation of Pellet-Like Flocs of Kaolinite by Polymer Chains." *Ceramic Bulletin*; Vol.43, No.5, 1964: 402–406.
- [2] Hemme, A.; Polte, R.; Ay, P.: "Pelletierungsflockung – Die Alternative zur herkömmlichen Schlammkonditionierung." *Aufbereitungstechnik*; Jg.36 Nr.5, 1995: 226–235.
- [3] Yusa M.; Suzuki,H.; Tanaka S.: "Separating Liquids From Solids by Pellet Flocculation." *Journal AWWA*; July 1975: 394–402.
- [4] Yusa, M.; Suzuki, H.; Tanaka, S.; Igarashi, C.: "Sludge Treatment Using a New Dehydrator." *The Seventh International Coal Preparation Congress Paper*, No.A-3, Sydney, Australia; 1976: 9pp.
- [5] Yusa, M.; "Mechanisms of Pelleting Flocculation." *International Journal of Mineral Processing*; No.4, 1977: 293–305.
- [6] Ide, T.; Yusa, M.: "Solid-Liquid Separation by Pelleting Flocculation Process." *Solid-Liquid Separation Applications and Equipment*; 1977: 682–689.
- [7] Ide, T.; Yusa, M.: "Solid-Liquid Separation by Pelleting Flocculation." *Filtration & Separation*; January/February 1979: 40–41.
- [8] Ide, T.; Kataoka, K.: "A Technical Innovation in Sludge Blanket Clarifiers." *Filtration & Separation*; March/April 1980: 152–156.
- [9] Suzuki, K.; Kataoka, K.; Tsunoda, S.: "New Clarifier is Small, Economic and Energy Efficient." *Pulp & Paper*; Vol.81, No.6, Canada 1980: 100–106.
- [10] Kobayashi, T.; Suzuki, H.; Ide, T.: "Application of Pelleting Flocculation Process To Solid-Liquid Separation." *Proceedings of the 2nd World Congress of Chemical Engineering*; Vol.4, Montreal 1981: 134–137.
- [11] Yusa, M.: "Pelleting Flocculation in Sludge Conditioning: A Brief Overview." *Flocculation in Biotechnology and Separation Systems*; 1987: 755–763.
- [12] Higashitani, K.; Shibata, T.; Kage, H.; Matsuno, Y.: "Formation of Pellet Flocs from Kaoline Suspension and their Properties." *Journal of Chemical Engineering of Japan*; Vol.20, No.2, 1987: 152–156.
- [13] Higashitani, K.; Kubota, T.: "Pelleting Flocculation of Colloidal Latex Particles." *Powder Technology*; 51, 1987: 61–69.

- [14] Ay, P.; Hemme, A.: "Aspekte der Strukturbildung und Strukturanalyse bei der Schlammbehandlung." *Wissenschaftliche Zeitung der TH Köthen*; Vol.4, Nr.1, 1993: 83–90.
- [15] Watanabe, Y.; Tanaka, K.: "Innovative Sludge Handling Through Pelletization/Thickening." *Water Research*; Vol.33, No.15, 1999: 3245–3252.
- [16] Hemme, A.; Ay, P.; Herold, M.; Müller, H.W.: "Vorrichtung zur Pelletierungsflockung von Feststoffen aus flockbaren Suspensionen." *Patentschrift DD 298 754 A5*.
- [17] Ay, P.; Hemme, A.; et al: "Verfahrenstechnische Optimierung der Schlammkonditionierung; Entwicklung eines Pelletierungsreaktors mit anschließender Elektrofiltration." *Berichte für die Deutsche Bundesstiftung Umwelt*, Osnabrück, April 1993; Dezember 1993; Juli 1994.
- [18] Yusa, M.; Igarashi, C.: "Compaction of Flocculated Material." *Water Research*; Vol.18, No.7, 1984: 811–816.
- [19] Bähr, S.; Ay, P.: "Verbesserung der Entwässerbarkeit von Schlämmen durch eine gezielte Strukturbildung mittels Pelletierungsflockung." *GVC Tagung*, Würzburg 1996.
- [20] Nagel, M.; Ay, P.: "Verbesserung der Entwässerungseigenschaften von Schlämmen durch gezielten Aufbau von Flockenstrukturen auf der Basis detaillierter morphologischer Analysen." 4. *GVC-Abwasser-Kongreß, Preprints*, VDI Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen, Düsseldorf 1999.
- [21] Tambo, N.; Watanabe, Y.: "Physical Characteristics of Floccs - 1. The Flocc Density Function and Aluminium Floccs." *Water Research*; Vol.13, 1979: 409–419.
- [22] Bähr, S.; Ay, P.: "Pelleting flocculation in a rotary drum reactor, Dewatering Behaviour of Pellet Floccs." *International Congress for Particle Technology; Preprints*, Partec, Nürnberg 2001.
- [23] Ay, P.: "Untersuchungen der physiko-chemischen Grundlagen und der Kinetik der Pelletierungsflockung." *Antrag zur Sachhilfe bei der deutschen Forschungsgemeinschaft*, September 1995.
- [24] Domasch, K.; Mühle, K.; Ivanauskas, A.: "Zur physikalisch begründeten Modellierung des Flockungsprozesses, Teil III: Zum Zusammenhang zwischen Flockengröße und Flockenporosität." *Chem. Tech.*; 38.Jg., Heft 9, 1986: 384–387.
- [25] Gregory, J.: "The Density of Particle Aggregates." *Wat.Sci.Tech*; Vol.36, No.4, 1997: 1–13.
- [26] Nagel, M.: "Zur inneren Morphologie von Flocken mittels Clusteranalyse." *Dissertation*, Brandenburgische Technische Universität Cottbus; Cottbus 2001.
- [27] Ay, P.: "Untersuchung und Modellierung von Flockenprozessen mit Hilfe von Simulationsexperimenten." *Dissertation B*, Ingenieurhochschule Köthen; Köthen 1988.

- [28] Firma Kurt Retsch GmbH & Co. KG: "Korngrößenanalysesystem Camsizer." *Bedienungsanleitung*, Haan 1999.
- [29] Reuter, J.M.; Hartan, H.G.: "Aufbau und Reaktionsmechanismen von Polyelektrolyten und ihre Anwendung in Fest-Flüssig-Prozessen." *Aufbereitungs-Technik*; Nr. 11, 1986: 598–606.
- [30] Wiesmann, U.: "Flockulation im durchströmten Zylinderrührer, Teil 1: Einfluß von Chemikalienkonzentrationen und Energieeintrag, Vergleich mit einem Gitterblattrührer." *gwf - Wasser / Abwasser*, 120, Heft 3, 1979: 126–137.
- [31] Wiesmann, U.; Reiter, M.; Schmidt, M.: "Flockulation im durchströmten Zylinderrührer Teil 2: Vergleich experimenteller und theoretischer Ergebnisse." *gwf - Wasser / Abwasser*, 120, Heft 4, 1979: 176–182.
- [32] Wiesmann, U.; Reiter, M.; Schmidt, M.: "Der durchströmte Zylinderrührer im Bereich der wirbelbehafteten Strömung - ein Apparat mit interessanten Eigenschaften." *vt "Verfahrenstechnik"*, 14, Nr.9, 1980: 577–582.
- [33] Ay, P.; Polte, R.; Meyer, A.; Frihmelt, V.; Gidakos, E.; Grienberger, J.; Paulini, A.; Paulus, C.: "Verfahrenstechnische Optimierung der Schlammkonditionierung; Entwicklung eines Pelletierungsreaktors mit anschließender Elektrofiltration," Stufe II: "Versuche mit kontinuierlich arbeitenden Pilotapparaturen zur Ermittlung verfahrenstechnischer Daten." *Bericht für die Deutsche Bundesstiftung Umwelt*, Osnabrück 1995.
- [34] Mortimer, D.A.: "Synthetische Polyelektrolyte - ein Überblick." *Cyanamid of Great Britain Limited*, Übersetzung und Bearbeitung Otto, A.; HeGo Biotec GmbH; 1993.
- [35] Firma L.O.T.-Oriol-GmbH & Co. KG: "Gestaltanalyse-Software und Dokumentation." Darmstadt.
- [36] Firma Topas: "Dokumentation zum Partikelzählgerät FAS 360."
- [37] Stieß, M.: "Mechanische Verfahrenstechnik." Band I und II, *Springer Verlag*, Berlin Heidelberg; 1994.
- [38] Krautwald, J.: "Untersuchung der Pelletierungsflockung in einem Drehrohrreaktor." *Studienarbeit*, BTU Cottbus (unveröffentlicht); 2001.
- [39] Firma Cytec Industries: "Flockungsmittel Cytec C 442, Cytec C 491." *Produktinformation*.
- [40] Firma BASF: "Flockungsmittel Sedipur CF 403." *Produktinformation*.
- [41] Nagel, M.: "Mikroskopaufnahme eines Flockenschnitts." BTU Cottbus
- [42] Firma Dr. Hielscher: "Handbuch Ultraschalldesintegrator UP400S." Stahnsdorf
- [43] Firma Alloid Colloids GmbH: "Flockungsmittel Zetag 92." *Produktinformation*.

- [44] DIN-Norm 38 414 Teil 2: "Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung, Schlamm und Sedimente (Gruppe S)," "Bestimmung des Wassergehaltes und des Trockenrückstandes bzw. der Trockensubstanz (S2)." November 1985.
- [45] Müller, J.; "Vergleichende Untersuchungen zur Pelletierungsflockung an zwei unterschiedlichen Reaktorsystemen." *Diplomarbeit*, BTU Cottbus (unveröffentlicht); 1996.
- [46] Firma Müttek: "Handbuch zum PCD 03-pH."
- [47] Pietsch, W.: "Size Enlargement by Agglomeration." *Salle + Sauerländer Verlag*, Frankfurt am Main 1991.
- [48] Gregory, J.: "Polymer Adsorption and Flocculation in Sheared Suspensions." *Colloids and Surfaces*; Vol.31, 1988: 231–253.
- [49] Bueno Sagra, S.: "Untersuchung der Pelletierungsflockung hinsichtlich ihrer Entwässerungseigenschaften und Entwicklung einer Bandfilterpresse als Entwässerungsaggregat." *Diplomarbeit*, BTU Cottbus (unveröffentlicht); 2000.

# A Anhang

## A.1 Abbildungen

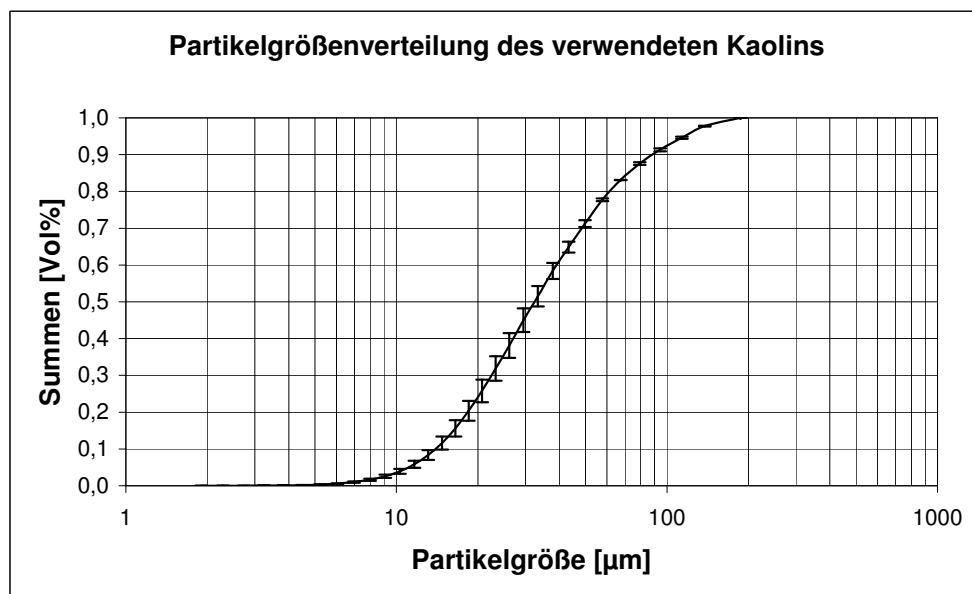


Abbildung A-1: Primärpartikelverteilung des verwendeten Kaolins.

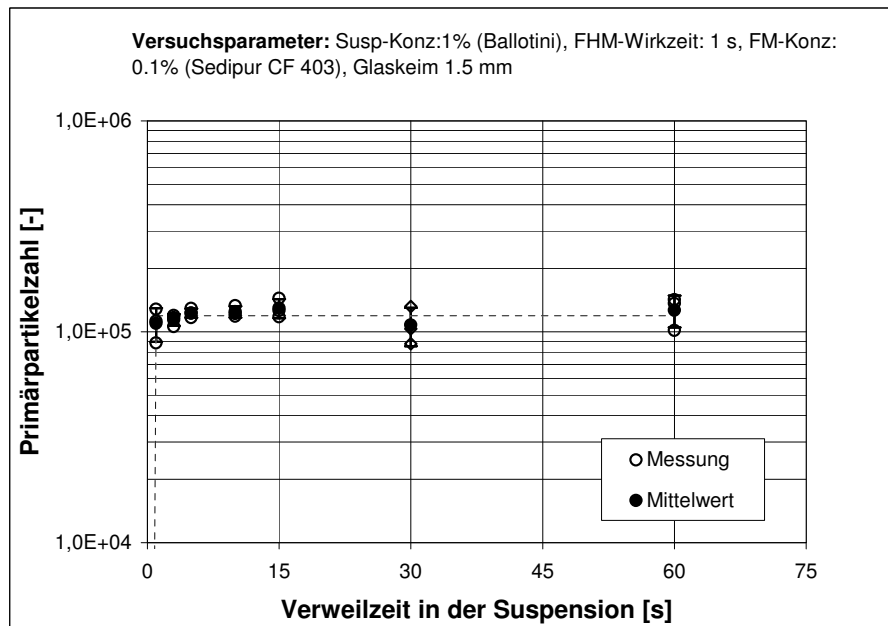


Abbildung A-2: Flockungsmittel- und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims in der Suspension, Keimgröße 1,5 mm.

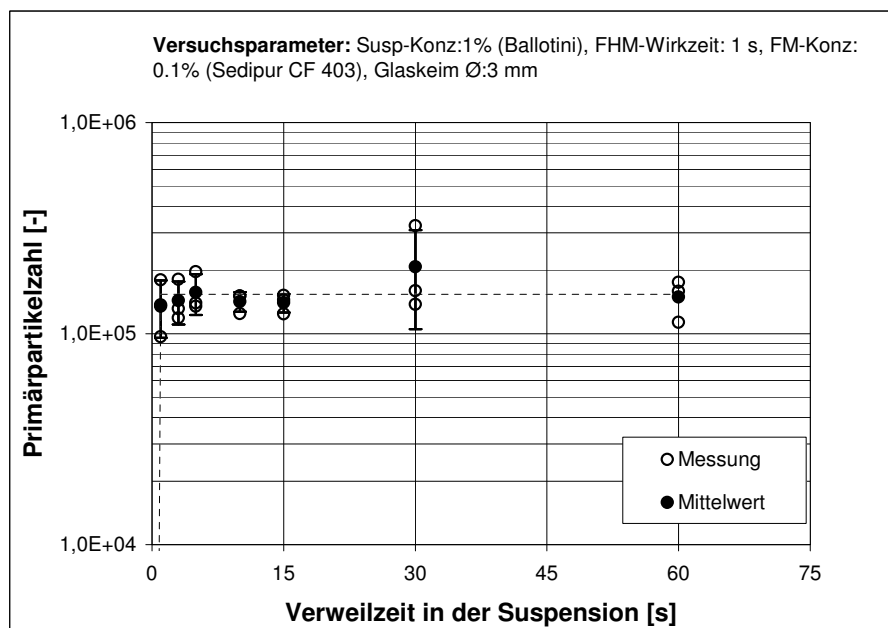


Abbildung A-3: Flockungsmittel und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims in der Suspension, Keimgröße 3 mm.

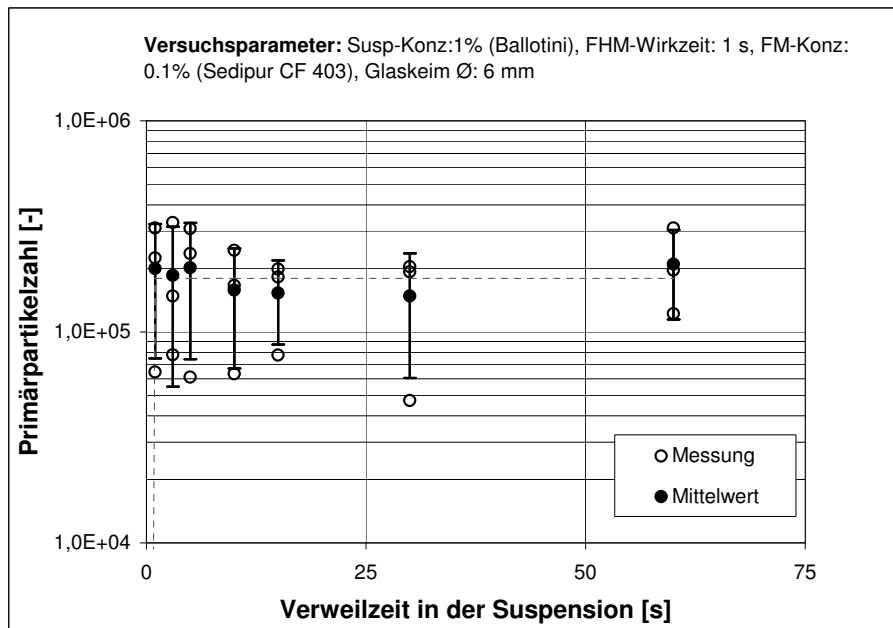


Abbildung A-4: Flockungsmittel und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims in der Suspension, Keimgröße 6 mm.

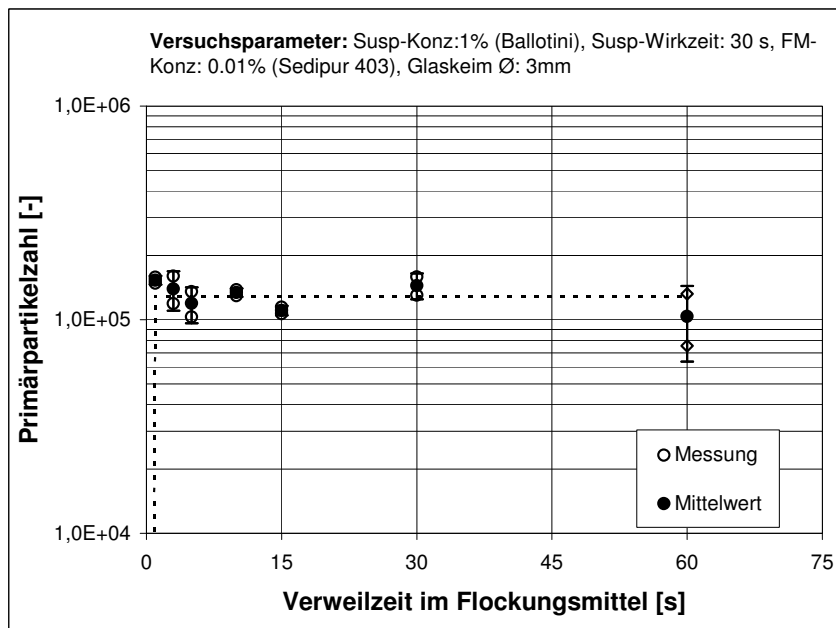


Abbildung A-5: Flockungsmittel und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel, Flockungsmittelkonzentration 0,01 %.

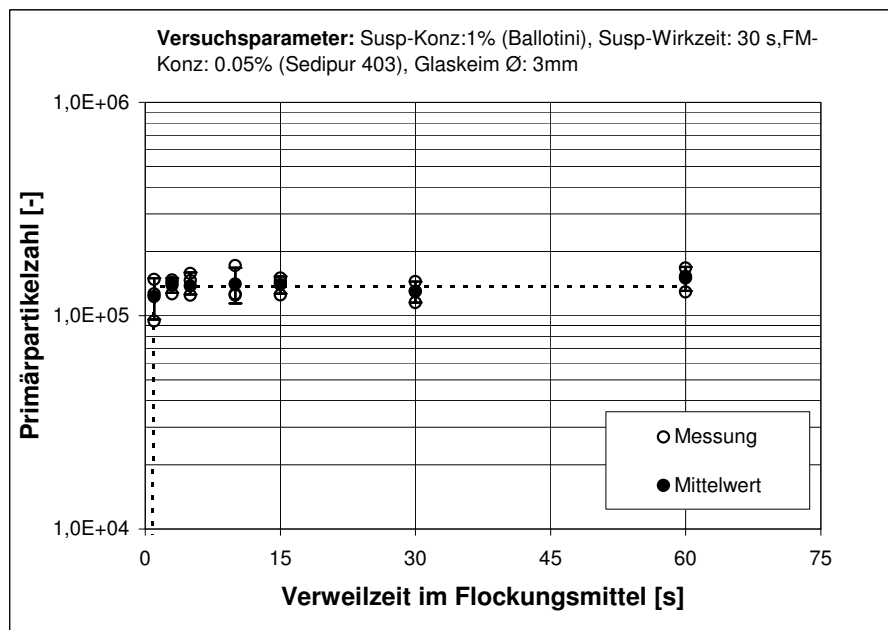


Abbildung A-6: Flockungsmittel und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel, Flockungsmittelkonzentration 0,05 %.

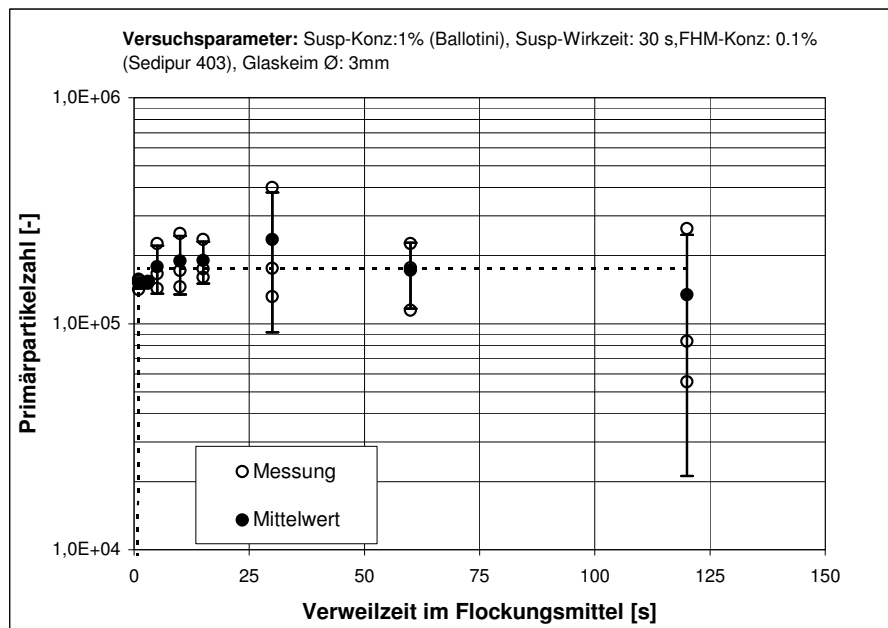


Abbildung A-7: Flockungsmittel und Primärpartikelanlagerung bei Variation der Verweilzeit des Keims im Flockungsmittel, Flockungsmittelkonzentration 0,1 %.



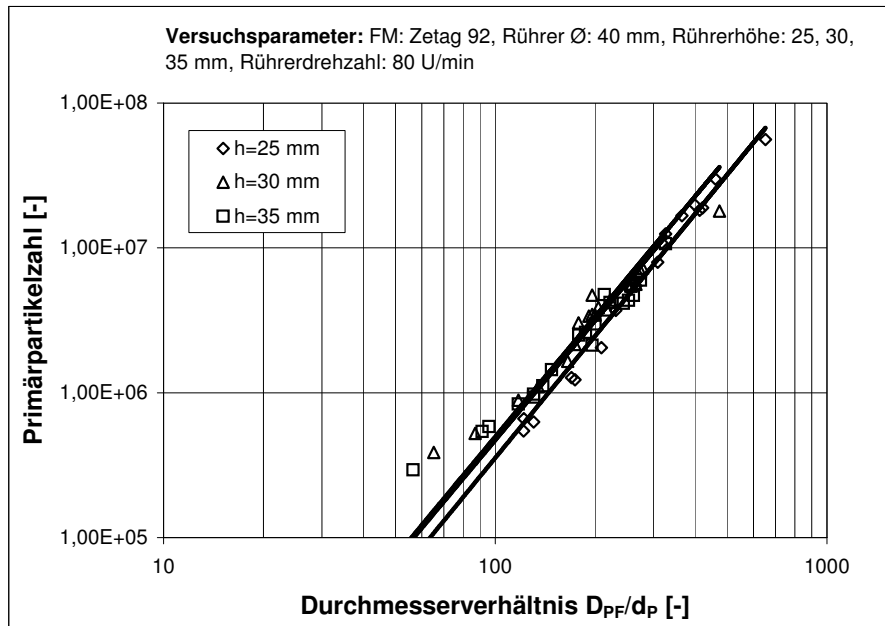


Abbildung A-8: Abhängigkeit der Primärpartikelzahl vom Durchmesser Verhältnis bei unterschiedlicher Rührerhöhe.

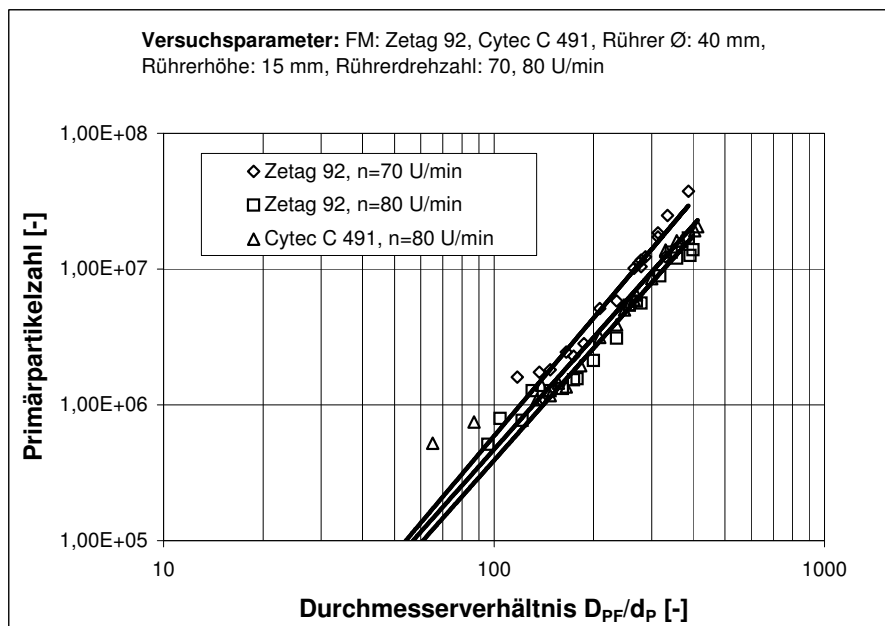


Abbildung A-9: Abhängigkeit der Primärpartikelzahl vom Durchmesser Verhältnis bei unterschiedlicher Rührerdrehzahl und unterschiedlichen Flockungsmitteln.

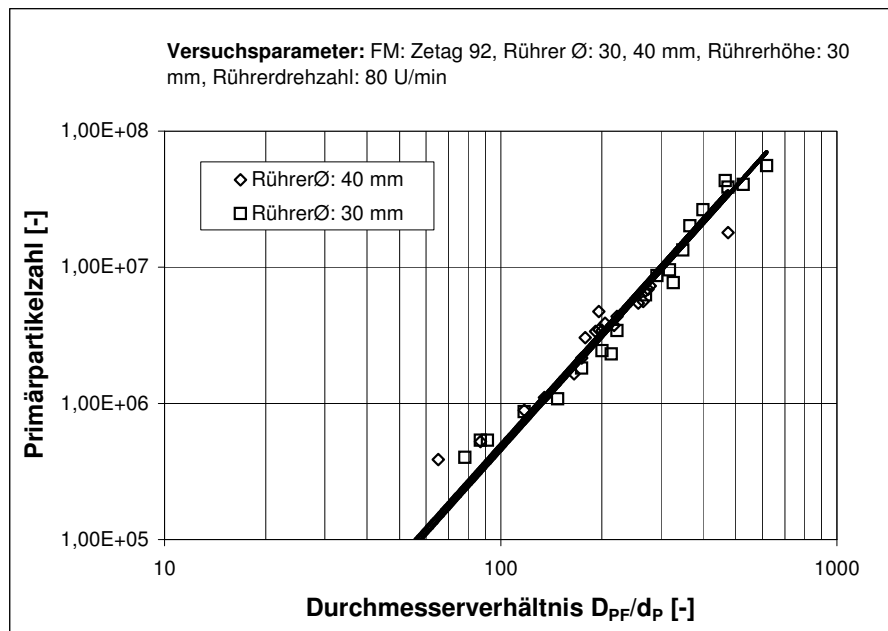


Abbildung A-10: Abhängigkeit der Primärpartikelzahl vom Durchmesser Verhältnis bei unterschiedlicher Rührergröße.

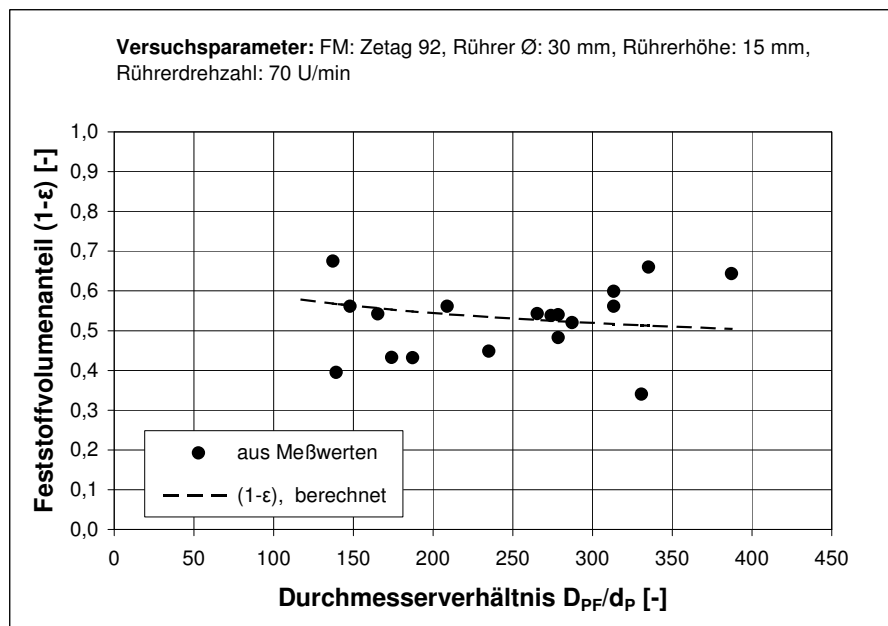


Abbildung A-11: Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 30 mm, Rührerhöhe: 15 mm, Rührerdrehzahl: 70 U/min.

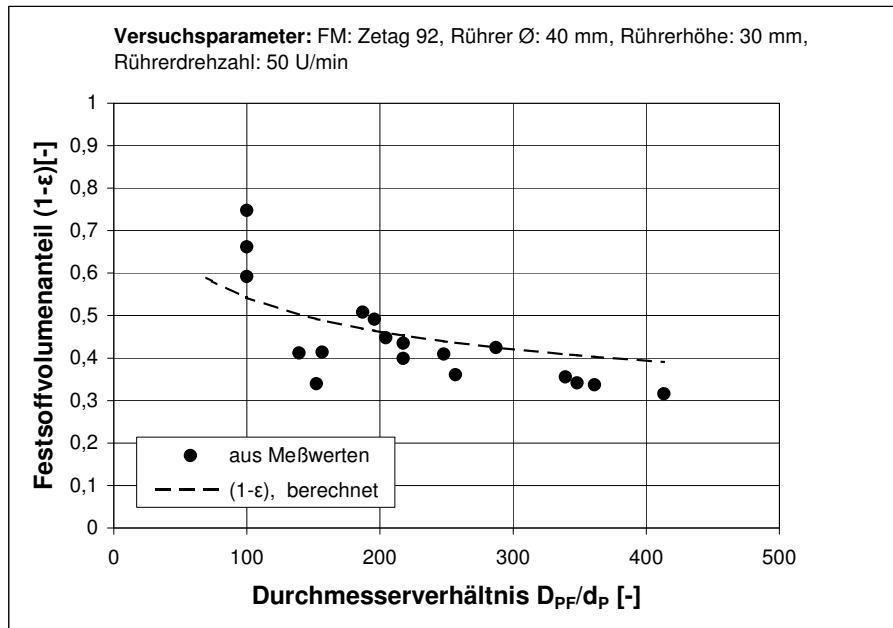


Abbildung A-12: Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 40 mm, Rührerhöhe: 30 mm, Rührerdrehzahl: 50 U/min.

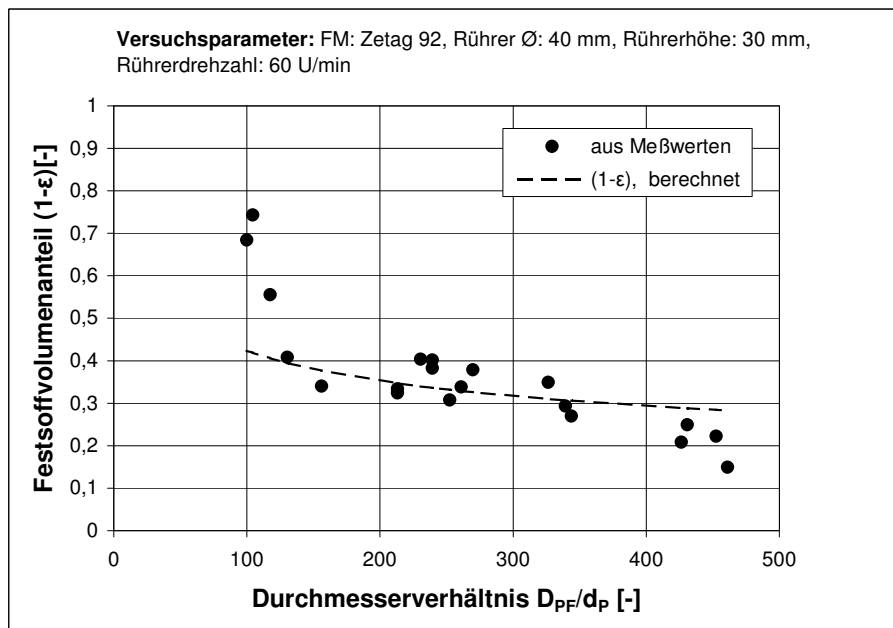


Abbildung A-13: Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 40 mm, Rührerhöhe: 30 mm, Rührerdrehzahl: 60 U/min.

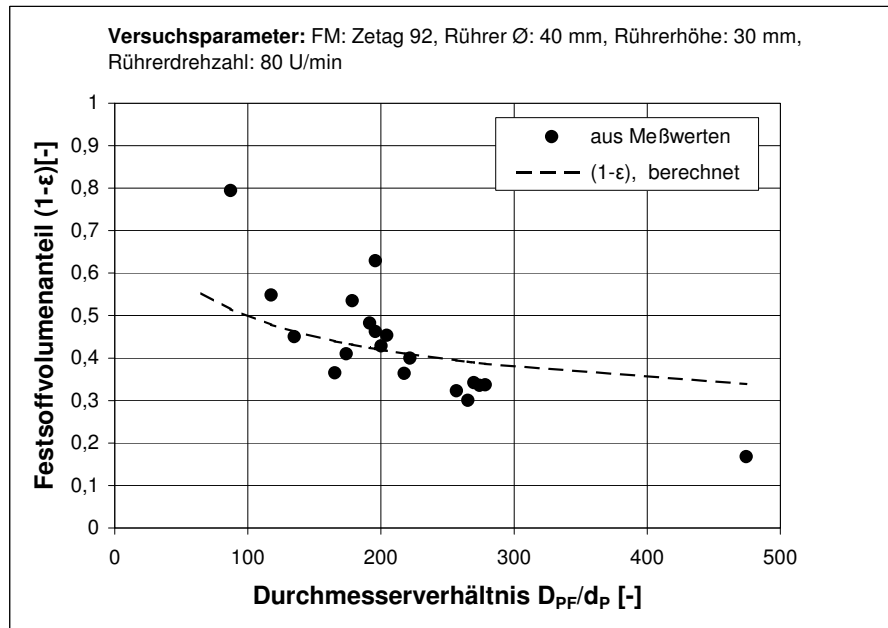


Abbildung A-14: Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 40 mm, Rührerhöhe: 30 mm, Rührerdrehzahl: 80 U/min.

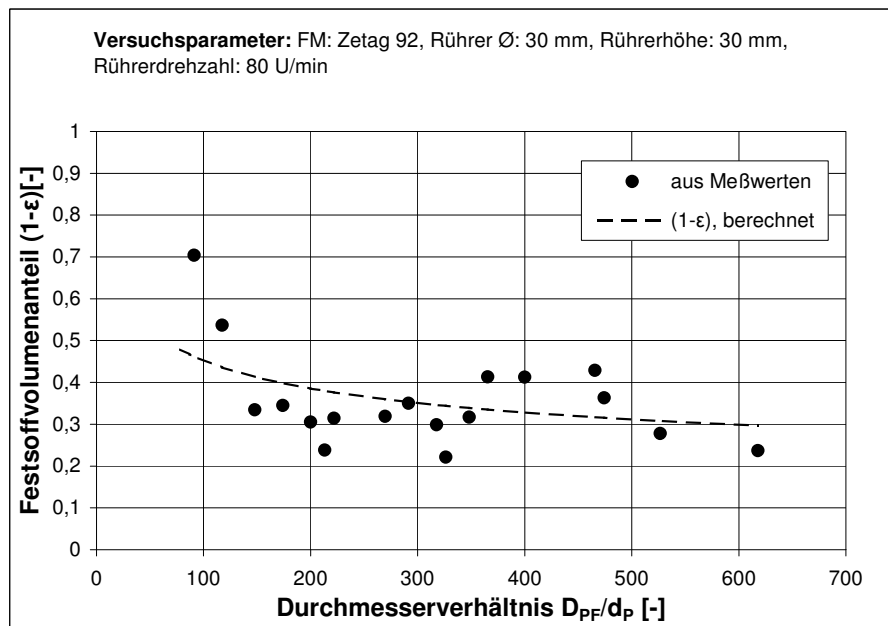


Abbildung A-15: Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 30 mm, Rührerhöhe: 30 mm, Rührerdrehzahl: 80 U/min.

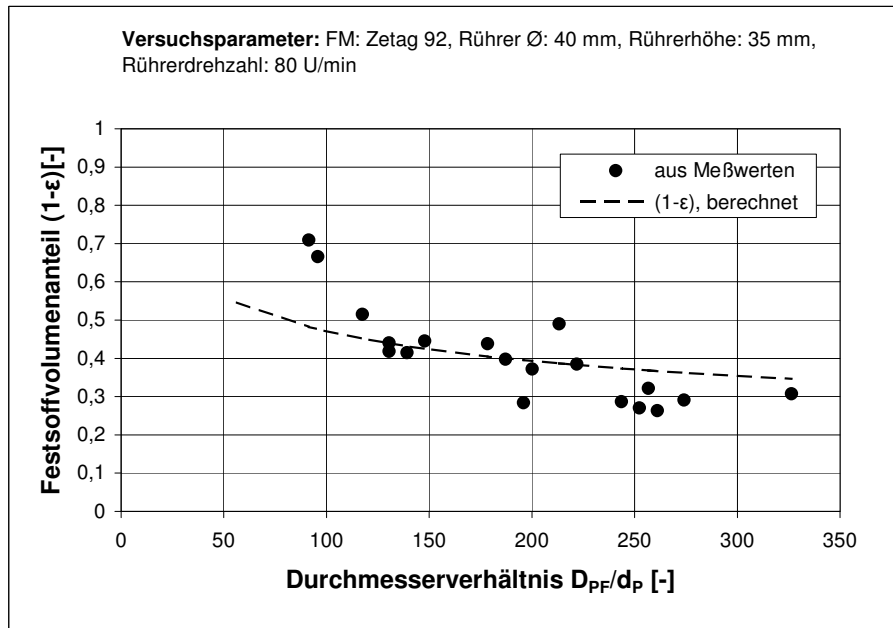


Abbildung A-16: Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 40 mm, Rührerhöhe: 35 mm, Rührerdrehzahl: 80 U/min.

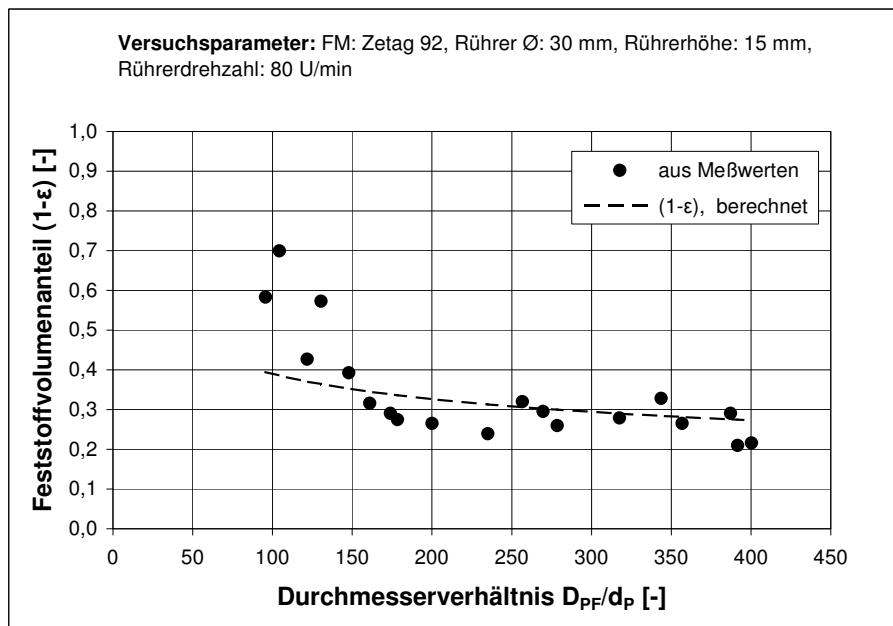


Abbildung A-17: Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Zetag 92, Rührerdurchmesser: 30 mm, Rührerhöhe: 15 mm, Rührerdrehzahl: 80 U/min.

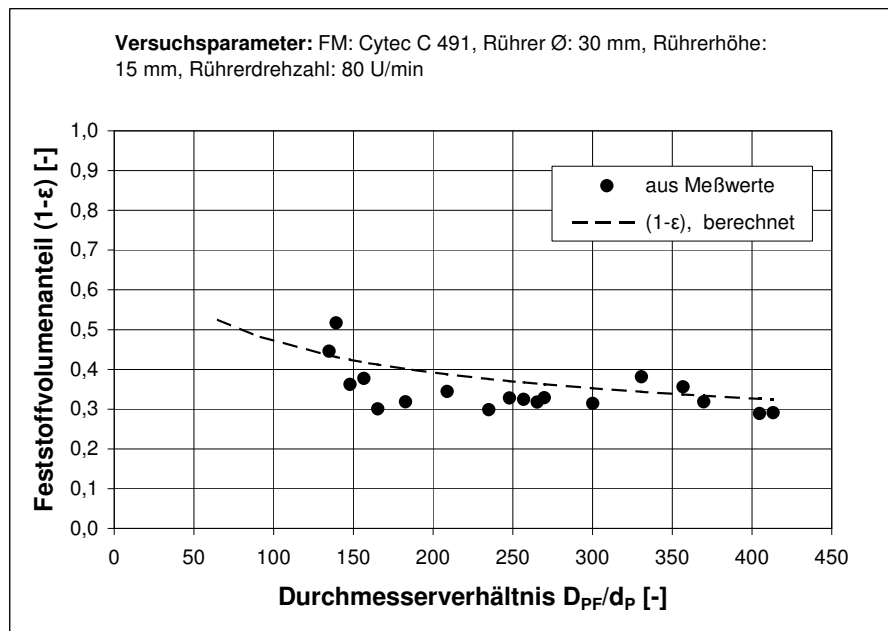


Abbildung A-18: Abhängigkeit des Feststoffvolumenanteils vom Pelletflockendurchmesser bei folgenden Versuchsparametern: FM: Cytec C 491, Rührerdurchmesser: 30 mm, Rührerhöhe: 15 mm, Rührerdrehzahl: 80 U/min.

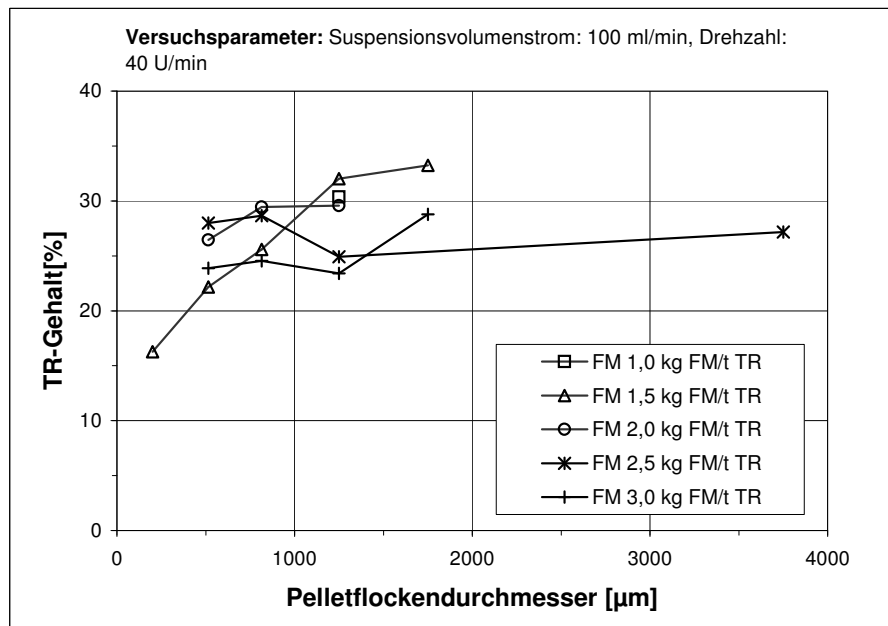


Abbildung A-19: TR-Gehalt von Pelletflocken im Reaktor in Abhängigkeit von der Pelletflockengröße bei unterschiedlicher Flockungsmitteldosierung.

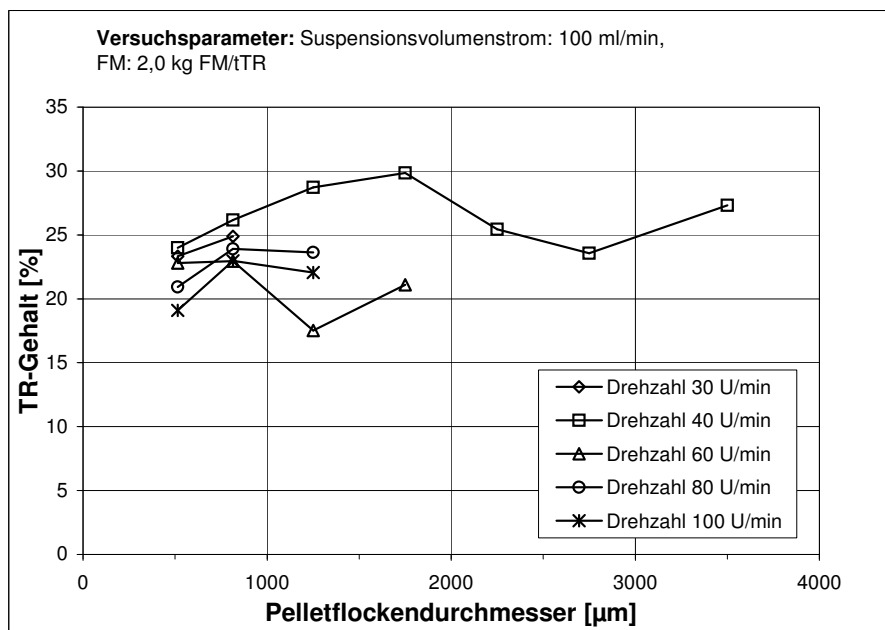


Abbildung A-20: TR-Gehalt der Pelletflocken im Reaktor in Abhängigkeit von der Pelletflockengröße bei unterschiedlicher Drehzahl des Reaktors.

## A.2 Tabellen

Tabelle A-1: Werte zu den Abbildungen 4-1, 4-2, 4-3 und 4-4

Versuch	4-1		4-2		4-3			4-4		
Suspension	Versuchsparameter: 1 % Ballotini		Versuchsparameter: 1 % Ballotini		Versuchsparameter: 1 % Ballotini			Versuchsparameter: 1 % Ballotini		
Flockungsmittel	0,1 % Sedipur 403		0,1 % Sedipur 403		0,1 % Sedipur 403			Sedipur 403, $c_{FM}$ variiert		
Keim- $\varnothing$	3 mm Glas		3 mm Glas		variiert			3 mm Glas		
Verweilzeit	$T_S$	$T_{FM}$	$T_S$	$T_{FM}$	$T_S$	$T_{FM}$		$T_S$	$T_{FM}$	
	30 s	variiert	variiert	30 s	variiert	30 s		30 s	variiert	
	$T_{FM}$	N	$T_S$	N	Keim- $\varnothing$	$T_S$	$\bar{N}$	$c_{FM}$	$T_S$	$\bar{N}$
	[s]	[-]	[s]	[-]	[mm]	[s]	[-]	[%]	[s]	[-]
	1	155115	1	128500	1,5	1	109559	0,01	1	153083
	1	141700	1	21009		3	113958		3	139320
	1	157135	1	79145		5	122672		5	119110
	3	152550	3	172540		10	124500		10	133933
	3	151000	3	171230		15	129407		15	110540
	3	153750	3	140025		30	107717		30	144485
	5	166485	5	150090		60	126638		60	103703
	5	143005	5	129205		120			120	129168
	5	226230	5	205370	3	1	136957	0,05	1	122901
	10	172100	10	93905		3	143599		3	138893
	10	145720	10	103160		5	156912		5	137800
	10	250908	10	317352		10	141952		10	140788
	15	160305	15	89435		15	140023		15	139797
	15	175025	15	69090		30	207250		30	129753
	15	235844	15	457659		60	148925		60	149758
	30	175755	30	122640		120			120	137099
	30	131700	30	117900	6	1	199699	0,1	1	151317
	30	400932	30	400932		3	184969		3	152433
	60	114609	60	173875		5	201503		5	178573
	60	176714	60	145890		10	157676		10	189576
	60	226072	60	223594		15	152520		15	190391
	120	83592	120	338650		30	147908		30	236129
	120	55375	120	139630		60	209346		60	172465
	120	263795	120			120			120	134254
Mittelwert		175642		173514						
Standardabw.		68315		108423						



Tabelle A-2: Werte zu den Abbildungen A-2, A-3, A-4, A-5 und A-6

Versuch	A-2		A-3		A-4		A-5		A-6	
Suspension	Versuchsparameter: 1 % Ballotini		Versuchsparameter: 1 % Ballotini		Versuchsparameter: 1 % Ballotini		Versuchsparameter: 1 % Ballotini		Versuchsparameter: 1 % Ballotini	
Flockungsmittel	0,1 % Sedipur 403		0,1 % Sedipur 403		0,1 % Sedipur 403		0,1 % Sedipur 403		0,1 % Sedipur 403	
Keimdurchmesser	1,5 mm Glas		3 mm Glas		3 mm Glas		3 mm Glas		3 mm Glas	
Verweilzeit	$T_S$	$T_{FM}$	$T_S$	$T_{FM}$	$T_S$	$T_{FM}$	$T_S$	$T_{FM}$	$T_S$	$T_{FM}$
	variiert	1 s	variiert	1 s	variiert	1 s	30 s	variiert	30 s	variiert
	$T_S$	N	$T_S$	N	$T_S$	N	$T_{FM}$	N	$T_{FM}$	N
	[s]	[-]	[s]	[-]	[s]	[-]	[s]	[-]	[s]	[-]
	1	112190	1	134740	1	64500	1	148070	1	147955
	1	88413	3	118540	3	77770	3	118810	3	143200
	1	128075	5	134590	5	61055	5	102990	5	157845
	3	119605	10	124500	10	63200	10	138270	10	126295
	3	116610	15	124160	15	77465	15	106525	15	149770
	3	105660	30	137590	30	47230	30	158615	30	144450
	5	122395	60	113070	60	121895	60	75370	60	167355
	5	116680	120		120		120		120	
	5	128940	1	96582	1	224028	1	158095	1	94287
	10	122165	3	131280	3	147576	3	159830	3	147110
	10	133020	5	139825	5	234487	5	135230	5	145850
	10	118315	10	150465	10	243694	10	129595	10	171575
	15	126190	15	144355	15	198198	15	114555	15	144510
	15	117790	30	159680	30	203775	30	130355	30	129755
	15	144240	60	158910	60	309969	60	132035	60	152800
	30	103430	120		120		120		120	
	30	87820	1	179550	1	310569	1		1	126460
	30	131900	3	180978	3	329560	3		3	126370
	60	101565	5	196322	5	308968	5		5	109705
	60	142055	10	150890	10	166133	10		10	124495
	60	136295	15	151555	15	181896	15		15	125110
	120		30	324480	30	192720	30		30	115055
	120		60	174795	60	196174	60		60	129120
	120		120		120		120		120	
Mittelwert		119207		153660		179089		129168		137099
Standardabweichung		15453		46134		91530		24089		18996

Tabelle A-3: Werte zu den Abbildungen A-7, 4-6, 4-7, 4-8 und 4-9

Versuch	A-7		4-6		4-7		4-8		4-9	
Suspension	Versuchsparameter: 1 % Ballotini		Versuchsparameter: 1 % Ballotini		Versuchsparameter: 1 % Ballotini		Versuchsparameter: 1 % Ballotini		Versuchsparameter: 1 % Ballotini	
Flockungsmittel	0,1 % Sedipur 403		0,1 % Sedipur 403		0,1 % Sedipur 403		0,1 % Sedipur 403		0,1 % Sedipur 403	
Keimdurchmesser	3 mm Glas		variiert		variiert		3 mm Glas		3 mm Glas	
Verweilzeit	$T_S$	$T_{FM}$	$T_S$	$T_{FM}$	$T_S$	$T_{FM}$	$T_S$	$T_{FM}$	$T_S$	$T_{FM}$
	30 s	variiert	1 s	1 s	1 s	1 s	3 s	3 s	3 s	3 s
	$T_{FM}$	N	Keim- $\varnothing$	$(1 - \varepsilon_F)$ (ber.)	Keim- $\varnothing$	$\bar{N}$	Rührerdrehzal	$(1 - \varepsilon_F)$ (ber.)	Rührerdrehzal	N
	[s]	[-]	[mm]	[-]	[mm]	[-]	[1/s]	[-]	[1/s]	[-]
	1	155115	1,5	0,45	1,5	111933	0	0,12	0	118355
	3	152550	2	0,26	2	116520	0	0,07	0	66095
	5	166485	3	0,11	3	114588	0	0,16	0	159313
	10	172100	4	0,07	4	131603	1,7	0,11	1,7	113885
	15	160305	5	0,05	5	140283	1,7	0,11	1,7	111830
	30	175755	6	0,05	6	180263	1,7	0,14	1,7	135155
	60	114609	8	0,03	8	183607	3,8	0,12	3,8	123775
	120	83592	10	0,02	10	239571	3,8	0,13	3,8	133155
	1	141700					3,8	0,12	3,8	118995
	3	151000					5,8	0,14	5,8	136670
	5	143005					5,8	0,14	5,8	139320
	10	145720					5,8	0,17	5,8	171645
	15	175025					10	0,17	10	167195
	30	131700					10	0,15	10	151890
	60	176714					10	0,17	10	174755
	120	55375					13,3	0,16	13,3	156285
	1	157135					13,3	0,16	13,3	158750
	3	153750					13,3	0,21	13,3	209740
	5	226230								
	10	250908								
	15	235844								
	30	400932								
	60	226072								
	120	263795								
Mittelwert		175642								
Standardabweichung		68315								

Tabelle A-4: Werte zu den Abbildungen 4-10, 4-12 und 4-15

Versuch	4-10					4-12					4-15	
Suspension	Versuchsparameter: 1% Kaolin					Versuchsparameter: 1% Kaolin					Versuchsparameter: 1% Kaolin	
$T_{FM}$	0,1% Cytec C 442					0,1% Cytec C 442					0,1% Cytec C 442	
Keimdurchmesser	variiert					variiert					1,5 mm Glas	
Energieeintrag	ohne					mit					mit	
Verweilzeit	$T_{FM}$	$T_S$				$T_{FM}$	$T_S$				$T_{FM}$	$T_S$
	1 s	1 s				1 s	1 s				1 s	1 s

	Keimgröße						Keimgröße						
	1,5 mm	2 mm	3 mm	4 mm	5 mm		1,5 mm	2 mm	3 mm	4 mm	5 mm		
Schichten	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	Schichten	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$\frac{(D_{PF}^3 - D_K^3)}{d_P^3}$	N
[-]	[ $\mu\text{m}$ ]	[ $\mu\text{m}$ ]	[ $\mu\text{m}$ ]	[ $\mu\text{m}$ ]	[ $\mu\text{m}$ ]	[-]	[ $\mu\text{m}$ ]	[ $\mu\text{m}$ ]	[ $\mu\text{m}$ ]	[ $\mu\text{m}$ ]	[ $\mu\text{m}$ ]	[-]	[-]
10	1558	2198	3265	3954	5074	10	1676	2234	3047	4290	5104	148504	
10	1673	2125	3222	4043	5529	10	1719	2114	3239	4421	5098	92641	
10	1568	2154	3215	4166	5312	10	1682	2120	3245	4422	5121	51383	
10	1685	2095	3193	4059	5041	10	1593	2174	3318	4189	5136	438271	97944
10	1741	2151	3184	4126		10	1620	2180	3336	4371	5211	151053	
20	1813	2296	3306	4447	5284	15	1794		3369	4423		1272987	97233
20	1908	2255	3488	4391	5179	15	1750		3367	4532		1163385	512106
20	1854	2217	3345	4365	5286	15	1928		3282	4580		941757	157180
20	1887	2352	3287	4284	5180	15	1796		3368	4565		1010938	248820
20	2041	2317	3281	4402	5313	15	1807		3394	4381		692948	184683
30	1870	2378	3557	4560	5456	20	1894	2403	3437	4817	5499	1402634	241050
30	1952	2407	3449	4390	5303	20	1856	2481	3158	4661	5498	2375580	1198959
30	1930	2331	3337	4480	5537	20	1956	2357	3665	4477	5573	1629135	503654
30	1970	2321	3383	4762	5234	20	1988	2349	3396	4683	5276	2770858	776423
30	1968	2345		4640	5456	20	1838	2395	3506	4664	5456	3044279	453579
40	2018	2269	3750	4467	5748	25	1976		3599			4762143	666288
40	2311	2478	3759	4660	5581	25	2006		3640			6384471	1808102
40	2110	2255	3448	4778	5653	25	2069		3652			5558395	940772
40	2101	2419		4464	5296	25	2012		3458			6054705	1509473
40	2046	2410		4544	5505	25	1965		3461			9508337	955868
50	2497	2497	3911	4567	5669	30		2551		4645	5697	7104360	1460360
50	2349	2349	4174	4300	5091	30		2673		4609	5796	8497374	2585394

Versuch	4-10						4-12						4-15	
		Keimgröße						Keimgröße						
		1,5 mm	2 mm	3 mm	4 mm	5 mm		1,5 mm	2 mm	3 mm	4 mm	5 mm		
	Schichten	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	Schichten	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$D_{PF}$	$\frac{(D_{PF}^3 - D_K^3)}{d_P^3}$	N
	[-]	$[\mu\text{m}]$	$[\mu\text{m}]$	$[\mu\text{m}]$	$[\mu\text{m}]$	$[\mu\text{m}]$	[-]	$[\mu\text{m}]$	$[\mu\text{m}]$	$[\mu\text{m}]$	$[\mu\text{m}]$	$[\mu\text{m}]$	[-]	[-]
	50	2594	2594	3349	4625	5898	30		2745		4705	5712	8028113	1853350
	50	2472	2472	3438		5621	30		2578		4901	5433	8807276	2309280
	50	2564	2564			5608	30		2632		5003	5550	7996300	2167908
							40	2116	2893	3968	5268	5863	9715383	2532405
							40	2332	3060	4073		5641	17595891	5121508
							40	2380	3100	4132		5961	11825787	2150160
							40	2278	2751	3944		5869	11036447	2902563
							40	2366	2816	3963		5752	10162055	2723196
							50	2332	2992	3964		6252		
							50	2456	3329			6081		
							50	2502	3268			5852		
							50	2453	2965			6179		
							50	2388	3076			6046		
							60		3452	4330				
							60		3478	4390				
							60		3698	4381				
						60		3235	4671					
						60		3302	4930					
						75	2900		5214					
						75	3243							

Tabelle A-5: Werte zu Abbildung 4-13

Versuch	4-13									
Suspension Flockungsmittel Keimdurchmesser Energieentrag Verweilzeit	Versuchsparameter: 1% Kaolin 0,1% Cytec C 442 variiert ohne $T_S$ $T_{FM}$ 1 s        1 s									
	Keimdurchmesser									
	1,5 mm		2 mm		3 mm		4 mm		5 mm	
	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]
	1597	147284	2034	175791	3138	175005	3911	321594	4927	2547610
	1472	144428	1975	175552	3047	647822	3921	228557	5074	1617772
	1548	135632	2050	176844	3076	553680	3921	232988	5529	10692264
	1603	131372	1975	200532	3005	137847	3945	264285	5312	2895022
	1492	182128	2032	139608	2918	195514	3937	236173	5041	2890914
	1562	286608	2023	529641	3220	230091	4052	853242	5284	9136864
	1571	383201	2049	556997	3268	5074143	4102	1001780	5179	2951780
	1527	355579	2071	527625	3136	818676	3998	1007123	5286	10085682
	1616	515571	2070	549822	3183	513513	4060	970502	5180	8280182
	1534	350735	2039	551663	3021	615659	4116	956657	5313	8013340
	1558	554925	2198	1305174	3265	849087	3954	1135764	5456	20671356
	1673	620851	2125	956696	3222	10709434	4043	1709820	5303	10244565
	1568	576191	2154	1058070	3215	1333260	4166	1931958	5537	18334840
	1685	570290	2095	954655	3193	737679	4059	1875762	5234	13373782
	1741	650783	2151	1155102	3184	1084446	4126	1630356	5456	16266808
	1813	1324232	2296	1700195	3306	1133440	4447	5332917	5748	31464110
	1908	1484314	2255	1931879	3488	17797464	4391	5197053	5581	17122547
	1854	1297283	2217	1845779	3345	1956114	4365	6966753	5653	19112499
	1887	1186133	2352	2131631	3287	2219259	4284	5581440	5296	15973444
	2041	1389297	2317	2262954	3281	2221916	4402	5899578	5505	1920698
	1870	1604384	2378	2698907	3557	3078138	4560	13439464	5669	28270892
	1952	2074144	2407	2956715	3449	4710717	4390	7941933	5091	1732978
	1930	1674656	2331	2886236	3337	3003102	4480	9888001	5898	31966279

Versuch	4-13									
	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]
	1970	1896624	2321	3023996	3383	4030768	4762	12142826	5621	26831587
	1968	1728224	2345	2831542	3750	5878705	4640	10927493	5608	7642872
	2018	2475257	2269	3153585	3759	10951725	4467	15559490		
	2311	3477239	2478	3022311	3448	4215711	4660	16161388		
	2110	2537722	2255	3153942	3911	7655598	4778	15999242		
	2101	3039054	2419	4221066	4174	14230023	4464	9223748		
	2046	3604494	2410	3465450	3349	4541040	4544	15135300		
			2497	5873150	3438	10469054	4567	8998350		
			2349	4511771			4300	6662293		
			2594	7480767			4625	12942313		
			2472	6814874						
			2564	8985465						

Tabelle A-6: Werte zu den Abbildungen 4-18, 4-20 und 4-21

Versuch	4-18			4-20		4-21		
Suspension	Versuchsparameter: 3 %Kaolin			Versuchsparameter: 3 %Kaolin		Versuchsparameter: 3 %Kaolin		
Flockungsmittel	0,1 % Cytec C 491			0,1 % Cytec C 491		0,1 % Cytec C 491		
Suspensionsvolumenstrom	100 ml/min			100 ml/min		100 ml/min		
Flockungsmittelkonzentration	1,5 kg FM/t TR			1,5 kg FM/t TR		1,5 kg FM/t TR		
	$D_{PF}$ [mm]	Sphärizität [-]	s	$D_{PF}$ [mm]	$\rho_{PF}$ [kg/m³]	$D_{PF}$ [mm]	Trockenrückstand aus $v_S$ aus Trockung [%]        [%]	
	0,4-0,63	0,95	0,035	0,4-0,63	1218	0,4-0,63	28,68	24,39
	0,63-1,0	0,94	0,037	0,63-1,0	1220	0,63-1,0	28,88	27,91
	1,0-1,5	0,92	0,055	1,0-1,5	1209	1,0-1,5	27,74	25,43
	1,5-2,0	0,91	0,043	1,5-2,0	1212	1,5-2,0	27,96	26,60
	2,0-2,5	0,91	0,038	2,0-2,5	1188	2,0-2,5	25,34	26,41
	>2,5	0,89	0,066	>2,5	1166	>2,5	22,72	22,99
	s = Standardabweichung							

Tabelle A-7: Werte zu Abbildung 4-14

Versuch	4-14									
Suspension	Versuchsparameter:									
Flockungsmittel	1% Kaolin									
Keimdurchmesser	0,1% Cytec C 442									
Energieeintrag	variiert									
Verweilzeit	mit									
	$\mathcal{T}_S$	$\mathcal{T}_{FM}$								
	1 s	1 s								
	Keimdurchmesser									
	1,5 mm		2 mm		3 mm		4 mm		5 mm	
	$D_{PF}$	N	$D_{PF}$	N	$D_{PF}$	N	$D_{PF}$	N	$D_{PF}$	N
	[ $\mu\text{m}$ ]	[-]	[ $\mu\text{m}$ ]	[-]	[ $\mu\text{m}$ ]	[-]	[ $\mu\text{m}$ ]	[-]	[ $\mu\text{m}$ ]	[-]
	1526	138339	2234	633710	3059	125076	4310	995022	5104	6635865
	1584	119810	2114	707220	2970	119220	4257	1262556	5098	7697286
	1529	87147	2120	734112	2982	109284	4296	1218252	5121	7120699
	1608	97944	2174	589878	2949	107526	4070	744072	5136	5634197
	1569	81129	2180	1389771	3017	105237	4087	3298986	5211	6072271
	1528	97233	2403	2879970	3035	355381	4290	2446626	5499	18582228
	1582	512106	2481	2473704	2988	405678	4421	2988180	5498	19719564
	1528	157180	2357	2524092	2971	413712	4422	2791776	5573	21035557
	1597	248820	2349	2183514	3121	265720	4189	1878656	5276	16455058
	1571	184683	2395	3350190	3088	338988	4371	4653648	5456	16814992
	1594	241050	2551	4486878	3154	656376	4423	6747912	5697	30471400
	1676	1198959	2673	5408091	3126	602448	4532	7812027	5796	32017432
	1719	503654	2745	6110361	3208	651777	4580	7172487	5712	26699860
	1682	776423	2578	4039506	3266	562863	4565	5635449	5433	14141631
	1593	453579	2632	5376879	3157	686154	4381	7067223	5550	27434390
	1620	666288	2893	8059800	3213	985269	4817	12643281	5863	57230232
	1794	1808102	3060	10643178	3163	1094256	4661	10855581	5641	36097050
	1750	940772	3100	13173834	3077	1259241	4477	9358458	5961	40277895
	1928	1509473	2751	7382595	3125	944418	4683	18150312	5869	31241859
	1796	955868	2816	13638030	3047	1983034	4664	12741453	5752	35579016

Versuch	4-14									
	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]	$D_{PF}$ [μm]	N [-]
	1807	1460360	2992	10128888	3239	1945260	4645	15504270	6252	80021942
	1894	2585394	3329	10558674	3245	3063128	4609	11420130	6081	52946634
	1856	1853350	3268	10439982	3318	1776388	4705	12131340	5852	41906098
	1956	2309280	2965	10864098	3336	1931120	4901	20152158	6179	46328055
	1988	2167908	3076	19350913	3369	2560451	5003	21147852	6046	29226441
	1838	2532405	3452	12624925	3367	2630682	5268	26726982		
	1976	5121508	3478	8341249	3282	3120996				
	2006	2150160	3698	18255379	3368	3912108				
	2069	2902563	3235	12759585	3394	2798676				
	2012	2723196	3302	14236912	3437	3046692				
	1965	2895321			3158	3802448				
	2116	7050048			3665	4722962				
	2332	3824812			3396	3534394				
	2380	8788919			3506	3720638				
	2278	5385825			3599	4817180				
	2366	6181200			3640	6000309				
	2332	7179372			3652	6986271				
	2456	5827235			3458	7237155				
	2502	6433574			3461	6177867				
	2453	6547788			3968	12366648				
	2388	6123672			4073	17837442				
	2900	9227388			4132	19706031				
	3243	13649241			3944	17480759				
	2787	9753116			3963	11787805				
	2483	8039954			3964	11767896				
	3073	13103084			4330	17023752				
					4390	21487422				
					4381	18457824				
					4671	22909293				
					4930	24321570				



Tabelle A-8: Werte zu den Abbildungen 4-16, A-8, A-9, A-10, A-11, A-12, A-13, A-14 und 4-17.

Versuch	A-9, A-11			4-16, A-12			4-16, A-13			4-16, A-8, A-10, A-14			A-8, 4-17		
FM-Art	Zetag 92			Zetag 92			Zetag 92			Zetag 92			Zetag 92		
Rührer-Ø	30 mm			40 mm			40 mm			40 mm			40 mm		
-drehzahl	70 U/min			50 U/min			60 U/min			80 U/min			80 U/min		
-höhe	15 mm			30 mm			30 mm			30 mm			25 mm		
	$(\frac{D_{PF}}{d_p})$ [-]	N [-]	$(1 - \varepsilon)$ [-]	$(\frac{D_{PF}}{d_p})$ [-]	N [-]	$(1 - \varepsilon)$ [-]	$(\frac{D_{PF}}{d_p})$ [-]	N [-]	$(1 - \varepsilon)$ [-]	$(\frac{D_{PF}}{d_p})$ [-]	N [-]	$(1 - \varepsilon)$ [-]	$(\frac{D_{PF}}{d_p})$ [-]	N [-]	$(1 - \varepsilon)$ [-]
	1	1	1,00	1	1	1,00	1	1	1,00	1	1	1,00	1	1	1,00
	118	1599972		70	538082		100	684371	0,68	65	386777		122	544137	0,30
	137	1740453	0,68	74	429182		104	844817	0,74	87	523199		122	662261	0,37
	148	1815231	0,56	100	747516	0,75	118	901267	0,56	118	890027	0,55	131	628238	0,28
	139	1066131	0,39	100	592053	0,59	131	906714	0,41	135	1104824	0,45	170	1270418	0,26
	165	2452230	0,54	100	661535	0,66	156	1298572	0,34	165	1650679	0,36	174	1229696	0,23
	174	2283303	0,43	139	1112616	0,41	213	3237585	0,33	174	2158221	0,41	209	2047275	0,22
	187	2828694	0,43	152	1197241	0,34	213	3142230	0,32	178	3036150	0,53	231	3698175	0,30
	209	5116041	0,56	157	1589767	0,41	231	4951004	0,40	192	3387879	0,48	252	5264960	0,33
	235	5822700	0,45	187	3326700	0,51	239	5244228	0,38	196	4719744	0,63	257	5250348	0,31
	265	10140381	0,54	196	3683550	0,49	239	5508918	0,40	196	3467669	0,46	261	5936477	0,33
	274	11080107	0,54	205	3830585	0,45	252	4938534	0,31	205	3880233	0,45	266	5454833	0,29
	279	11668239	0,54	218	4472726	0,43	261	6018332	0,34	200	3434697	0,43	309	7951375	0,27
	279	10428021	0,48	218	4108433	0,40	270	7433786	0,38	222	4364096	0,40	318	10835864	0,34
	287	12331035	0,52	248	6244313	0,41	326	12130776	0,35	218	3742610	0,36	326	12500460	0,36
	313	17267970	0,56	257	6108573	0,36	339	11470032	0,29	257	5464854	0,32	366	16707789	0,34
	313	18440277	0,60	287	10064214	0,42	344	10944801	0,27	270	6709124	0,34	400	19717505	0,31
	335	24833274	0,66	339	13890744	0,36	427	16150050	0,21	265	5610987	0,30	422	18920225	0,25
	331	12296952	0,34	348	14405391	0,34	431	19946968	0,25	274	6911150	0,34	413	18213318	0,26
	387	37361880	0,64	361	15874866	0,34	453	20603132	0,22	279	7285292	0,34	461	29891558	0,30
				413	22288800	0,32	461	14674139	0,15	474	17947062	0,17	653	56031840	0,20

Tabelle A-9: Werte zu den Abbildungen A-8, A-9, A-10, A-15, A-16, A-17 und A-18.

Versuch	A-8, A-16			A-10, A-15			A-9, A-17			A-9, A-18		
FM-Art	Zetag 92			Zetag 92			Zetag 92			Cytec C 491		
Rührer- $\varnothing$	40 mm			30 mm			30 mm			30 mm		
-drehzahl	80 U/min			80 U/min			80 U/min			80 U/min		
-höhe	35 mm			30 mm			15 mm			15 mm		
	$(\frac{D_{PE}}{d_P})$ [-]	N [-]	$(1 - \varepsilon)$ [-]	$(\frac{D_{PE}}{d_P})$ [-]	N [-]	$(1 - \varepsilon)$ [-]	$(\frac{D_{PE}}{d_P})$ [-]	N [-]	$(1 - \varepsilon)$ [-]	$(\frac{D_{PE}}{d_P})$ [-]	N [-]	$(1 - \varepsilon)$ [-]
	1	1	1,00	1	1	1,00	1	1	1,00	1	1	1,00
	57	293706		78	401346		96	511566	0,58	65	520763	
	91	540969	0,71	87	535854		104	794822	0,70	87	747483	
	96	584595	0,67	91	537092	0,70	122	769857	0,43	135	1093340	0,45
	118	835445	0,51	118	870969	0,54	131	1272843	0,57	139	1394762	0,52
	131	978896	0,44	148	1081715	0,33	148	1269114	0,39	148	1170857	0,36
	131	929907	0,42	174	1816628	0,34	161	1317212	0,32	157	1448700	0,38
	139	1118995	0,41	200	2443272	0,30	174	1531448	0,29	165	1358198	0,30
	148	1439795	0,45	213	2311725	0,24	178	1559432	0,27	183	1941023	0,32
	179	2493582	0,44	222	3433599	0,31	200	2126331	0,27	209	3135288	0,34
	187	2604381	0,40	270	6259307	0,32	235	3100422	0,24	235	3876405	0,30
	196	2133261	0,28	292	8669846	0,35	257	5414288	0,32	248	4996368	0,33
	200	2981004	0,37	318	9563400	0,30	270	5799083	0,30	257	5485892	0,32
	222	4199697	0,38	326	7690788	0,22	279	5604129	0,26	265	5931657	0,32
	213	4751568	0,49	348	13355496	0,32	318	8926599	0,28	270	6450939	0,33
	244	4144847	0,29	366	20160069	0,41	344	13339431	0,33	300	8495062	0,31
	252	4345277	0,27	400	26405075	0,41	357	12039489	0,26	331	13804371	0,38
	261	4689221	0,26	466	43308945	0,43	387	16883763	0,29	357	16169895	0,36
	257	5439915	0,32	474	38751098	0,36	392	12607896	0,21	370	16099587	0,32
	274	5994273	0,29	527	40553946	0,28	400	13864745	0,22	405	19143101	0,29
	326	10670373	0,31	618	55858995	0,24				413	20571183	0,29

Tabelle A-10: Werte zu Abbildung 4-19

Versuch				4-19													
Suspension				Versuchsparameter:													
Flockungsmittel				3 %Kaolin													
Suspensionsvolumenstrom				0,1 % Cytec C 491													
Flockungsmittelkonzentration				100 ml/min													
				1,5 kg FM/t TR													
D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]
506	17,85	582	21,39	699	20,33	916	40,08	1142	48,72	1290	59,96	1542	56,76	2014	75,18	2407	89,37
506	15,81	582	17,76	699	25,51	917	40,16	1142	51,84	1290	46,66	1542	62,96	2014	72,81	2417	78,58
506	16,31	583	20,27	700	27,33	918	40,38	1144	48,08	1296	52,79	1544	71,74	2014	73,99	2417	93,33
506	16,37	584	24,45	700	21,12	921	44	1144	51,21	1296	55,67	1546	59,97	2015	87,02	2419	94,03
506	16,8	584	24,88	701	30,61	923	29,43	1147	48,75	1296	58,2	1549	69,75	2016	84,35	2424	81,32
506	21,22	586	20,52	703	19,48	924	37,97	1149	48,2	1298	57,48	1552	66,72	2017	82,34	2428	71,13
506	16,77	586	20,52	703	23,21	924	40,81	1149	52,3	1301	55,86	1555	63,81	2020	74,19	2432	94,49
506	20,28	588	23,76	704	28	928	40,71	1151	52,65	1303	49,3	1556	67,75	2023	83,42	2438	76,45
506	18,48	588	19,94	708	23,51	929	38,65	1152	46,97	1305	52,85	1557	67,76	2024	76,02	2441	88,76
506	17,56	590	20,38	710	25,34	933	39,27	1155	47,15	1306	51,92	1558	65	2025	79,02	2445	85,34
506	16,47	591	23,09	716	23,35	937	37,5	1155	51,08	1310	53,15	1560	67,18	2027	72,11	2447	75,36
506	16,97	592	19,57	717	29,95	937	43,01	1156	50,7	1310	53,95	1561	63,23	2033	66,77	2459	101,83
506	19,51	592	25,92	719	31,78	939	38,83	1156	54,78	1313	52,64	1566	62,4	2037	78,81	2460	79,04
506	19,05	592	20,72	719	25,86	940	41,47	1157	50,6	1318	60,03	1567	58,77	2038	80	2462	101,81
506	18,29	592	24,37	720	30,2	940	43,45	1157	44,26	1319	56,85	1570	60,06	2042	81,98	2469	96,15
506	13,9	593	24,78	721	19,97	941	37,51	1160	47,65	1322	60,88	1573	62,89	2043	83,58	2471	86,4
506	10,81	594	18,76	722	34,66	942	33,05	1160	51,18	1323	56,31	1585	68,82	2044	78,26	2472	84,39
507	17,19	595	25,08	724	28,8	947	37,86	1160	50,69	1326	51,39	1586	60,8	2045	70,69	2475	76,98
507	20,68	595	21,1	724	24,05	948	38,19	1160	50,34	1326	59,7	1589	59,93	2046	79,1	2476	80,88
507	18,24	598	23,05	726	31,05	949	41,67	1161	52,3	1327	56,16	1595	65,78	2062	89,04	2480	91,96

Versuch				4-19													
D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]
508	16,44	598	21,87	727	31,5	950	43,98	1161	47,97	1327	45,45	1603	64,58	2068	86,69	2481	76,67
508	17,2	598	24	727	32,08	954	42,48	1163	36,14	1330	52,99	1606	60,16	2068	77,37	2482	91,1
508	18,4	600	24,5	731	29,51	956	36,16	1163	47,74	1331	54,75	1615	73,35	2071	82,57	2488	85,81
508	19,6	600	17,25	731	32,37	956	38,27	1163	51,84	1333	58,29	1618	66,85	2077	77,58	2491	82,1
508	16,26	601	22,76	731	26,37	962	37,99	1166	45,19	1333	58,21	1624	63,54	2080	80,71	2499	90,42
508	12,95	601	17,72	732	27,46	962	37,51	1167	43,92	1337	58,63	1625	70,11	2084	84,32	2505	90,49
509	15,24	604	19,71	733	29	967	44,32	1167	36,56	1339	60,73	1626	70,69	2092	82,09	2506	86,6
509	13,47	605	27	736	25,13	968	41,22	1167	49,55	1341	47,02	1630	70,93	2094	82,02	2509	88,68
509	13,83	605	25,83	737	31,78	970	42,71	1168	48,16	1343	51,63	1631	66,44	2101	71,06	2509	86,35
510	17	607	22,44	738	32,06	971	34,54	1168	47,42	1344	58,69	1635	67,89	2102	85,07	2510	89,13
511	17,63	608	24,49	739	30,51	972	44,16	1170	52,75	1345	56,77	1640	70,48	2103	72,03	2516	83,31
511	12,5	608	21,69	739	32,82	974	39,79	1170	53,51	1348	53,6	1641	69,71	2104	90,39	2533	77,22
512	18,52	610	27,81	740	31,55	975	44,14	1170	51,91	1350	48,06	1651	64,67	2109	79,76	2535	92,4
512	17,91	610	22,96	746	33,07	977	36,45	1171	45,73	1352	52,55	1652	66,8	2109	77,43	2537	89,07
512	8,25	611	24,57	746	35,41	983	42,2	1171	48,64	1352	50,28	1654	71,39	2112	83,83	2538	92,24
512	12,03	611	19,36	747	30,74	983	42,32	1172	45,25	1352	45,05	1656	71,77	2112	84,04	2545	89,56
513	14,66	611	22,6	749	33,9	985	41,56	1172	51,01	1352	59,78	1660	65,24	2114	84,59	2545	95,2
513	17,15	616	22,54	751	29,67	987	38,08	1174	47,06	1357	56,26	1662	66,44	2115	87,13	2561	83,1
513	10,35	616	25,88	753	24,07	988	40,61	1174	52,29	1359	54,5	1664	65,27	2116	77,07	2573	95,28
513	12,46	616	26,2	755	27,77	988	45,64	1175	45,42	1359	58,18	1666	71,09	2121	88,99	2577	87,09
514	19,24	617	24,91	757	20,49	992	40,24	1176	45,79	1359	58,01	1674	67,73	2122	84,7	2582	92,82
514	20,54	617	24,08	761	29,84	992	42,27	1177	55,1	1360	51,71	1682	71,15	2133	86,94	2601	99,84
514	13,68	617	21,48	762	26,06	993	43,15	1177	49,97	1366	54,91	1686	69,57	2139	77,86	2603	89,05
515	20,89	618	24,49	762	24,87	994	34,15	1178	48,49	1366	59,14	1692	71,28	2141	86,95	2604	86,3
515	16,95	619	24,03	763	33,35	995	47,58	1179	49,74	1367	54,29	1708	72,56	2141	81,24	2620	91,96
515	12,35	619	24,4	763	28,51	996	39,78	1181	39,87	1368	59,13	1710	66,09	2141	87,13	2629	91,2
516	18,72	620	24,24	765	27,35	996	45,07	1184	51,15	1369	61,12	1711	67,04	2145	73,49	2630	98,31

Versuch				4-19													
D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]
516	28,52	620	21,06	766	30,92	999	44,59	1184	53,2	1372	65,7	1714	67,7	2149	83,28	2650	94,43
516	7,94	621	27,58	767	33,54	999	48,33	1184	45,61	1376	65,58	1725	71,75	2153	85,15	2658	95,23
516	19,52	621	24,1	767	29,01	1001	40,96	1184	46,48	1376	57,18	1729	73,88	2161	68,7	2665	93,91
517	19,63	621	23,34	774	32,36	1003	46,6	1184	51,94	1377	57,89	1732	65,5	2164	79,41	2698	93,61
517	18,75	621	25,2	776	22,26	1005	42,59	1185	49,96	1378	58,09	1739	66,63	2169	67,75	2712	92,33
517	13,24	622	27,53	778	34,39	1008	42,39	1186	53,38	1381	61,79	1740	62,14	2169	75,36	2722	79,7
517	9,06	626	24,35	778	31,19	1009	43,05	1189	49,02	1382	60,62	1745	73,15	2171	83,56	2733	95,12
517	19,2	627	25,41	779	31,43	1011	47,36	1190	46,89	1386	61,9	1746	68,81	2174	77,68	2743	105,68
518	13,38	627	25,11	782	32,5	1014	44	1190	53,36	1390	52,99	1747	71,19	2178	77,39	2768	99,92
518	12,08	628	24,45	784	28,6	1014	44,64	1191	45,37	1392	51,38	1749	78,43	2178	84,27	2770	97,87
519	16,22	629	26,28	786	33,28	1016	36,03	1192	47,97	1393	61,57	1751	63,01	2179	76,14	2781	89,58
519	18,22	632	27,47	787	32,17	1016	45	1195	47,89	1399	53,74	1754	74,13	2181	77,76	2783	91,27
519	14,46	632	20,63	787	24,67	1018	47,12	1197	54,69	1399	58,52	1757	68,25	2187	79,07	2785	94,36
520	19,67	632	26,69	791	36,74	1020	45,22	1197	47,7	1401	63,31	1758	71,73	2192	79,47	2802	95,36
520	14,28	633	26,84	792	37,57	1023	44,12	1197	50,8	1405	64,29	1769	68,72	2194	80,23	2835	88,33
520	17,85	633	24,8	795	34,66	1028	45,02	1198	49,75	1405	68,11	1771	77,17	2200	79,69	2847	93,2
521	20,02	634	23,27	795	31,67	1032	45,48	1198	54,16	1408	61,18	1771	77,98	2202	84,29	2848	104,52
521	20,14	634	16,99	799	30,69	1032	43,31	1199	53,62	1410	56,18	1773	82,14	2205	75,97	2868	107,86
523	18,13	634	23,34	800	34,73	1035	43,83	1200	49,59	1410	60,6	1792	71,58	2208	85,69	2890	80,8
525	11,45	636	21,54	804	30,95	1035	34,56	1200	50,09	1410	66,55	1793	79,53	2211	79,34	2892	89,58
526	10,59	637	23,39	804	26,08	1038	46,26	1203	49,98	1414	63,81	1798	70,22	2215	85,24	2895	94,17
526	18,54	637	26,8	804	32,18	1041	51,98	1209	47,81	1417	58,69	1804	69,33	2222	86,61	2895	101,45
527	22,32	639	28,92	808	28,22	1042	44,17	1210	47,13	1420	57,31	1808	75,35	2223	93,86	2913	99,83
527	20,68	639	26,8	808	35,31	1042	34,22	1212	57,32	1424	58,29	1814	67,89	2231	82,51	2915	96,11
527	20,17	642	19,55	809	38,25	1057	26,04	1213	50,47	1424	58,59	1818	68,11	2232	86,94	2917	89,66
528	18,71	643	25,17	811	37,26	1058	45,21	1214	48,41	1426	55,78	1818	62,15	2237	82,87	2923	86,66
528	20,37	643	25,07	815	31,52	1058	43,91	1216	47,9	1426	66,65	1823	76,1	2237	74,4	2930	82,29

Versuch				4-19													
D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]
528	19,22	647	20,65	819	33,35	1060	46,41	1216	50,04	1426	59,71	1826	67,43	2241	92,67	2931	92,11
528	21,65	647	23,13	819	35,22	1061	28,08	1217	54,76	1428	62,73	1845	70,72	2243	85,48	2953	93,06
529	20,35	649	23,07	827	32,31	1064	43,35	1222	48,95	1434	61,57	1845	77	2244	85,26	2955	99,28
530	18,07	650	23,54	828	38,01	1066	43,13	1225	53,04	1436	50,71	1849	66,18	2245	84,78	2963	102,38
536	19,51	650	23,35	828	31,02	1067	47,44	1228	53,74	1438	58,39	1854	76,23	2248	72,31	3006	77,63
536	21,43	651	24,22	828	35,94	1069	47,5	1230	54,49	1439	65,57	1854	75,84	2249	74,78	3012	98,9
537	21,63	651	28,4	836	32,72	1075	35,57	1231	57,42	1439	64,34	1859	75,69	2252	64,86	3014	98,69
538	20,74	651	19,13	837	31,42	1077	43,06	1231	47,97	1441	64,45	1867	74,01	2253	80,5	3026	76,92
538	14,44	652	27,46	837	39,21	1078	39,39	1232	45,33	1442	60,86	1869	72,51	2254	83,08	3044	91,28
540	20,76	652	27,75	840	34,16	1078	47,4	1232	45,02	1443	51,6	1882	83,33	2258	78,51	3055	74,69
541	20,78	653	26,18	842	37,04	1078	49,77	1232	51,81	1452	64,78	1882	80,9	2262	88,09	3056	111,66
541	20,64	655	24,53	843	36,32	1080	45,59	1233	50,8	1454	59,97	1884	81,65	2263	80,15	3063	97,46
541	11,98	656	25,32	845	35,25	1082	45,94	1233	54,54	1454	65,79	1887	71,06	2267	88,14	3084	100,26
542	20,36	656	23,75	847	35,79	1083	47,7	1239	57,04	1458	63,94	1890	58,26	2268	84,89	3110	88,2
542	19,01	658	29,32	850	35,63	1084	49,35	1241	54,27	1460	64,13	1896	82,85	2274	93,1	3124	116,07
542	19,98	662	27,7	853	31,43	1089	50,47	1241	48,31	1465	60,73	1901	76,87	2274	82,72	3128	102,65
550	20,49	663	23,93	854	37,52	1089	47,97	1241	55,47	1465	64,79	1904	81,15	2276	84,58	3130	89,51
550	23,03	663	24,18	854	37,11	1094	47,24	1242	53,21	1465	66,42	1906	75,71	2276	78,79	3132	118,22
551	20,8	667	27,01	856	36,76	1096	47,95	1244	39,77	1465	61,03	1909	71,97	2279	91,46	3134	103,97
551	21,56	667	27,28	856	31,64	1101	52,18	1246	48,4	1472	56,38	1920	71,85	2285	75,25	3141	105,67
553	24,31	668	29,31	860	31,96	1103	44,17	1247	49,38	1474	64,54	1933	78,16	2286	76,68	3141	102,48
554	24,29	668	26,27	862	36,09	1103	51	1248	52,66	1477	61,99	1934	72,74	2291	89,15	3146	116,33
555	22,21	669	26,24	863	20,12	1104	45,47	1251	55,23	1477	61,95	1937	74,57	2293	85,72	3164	99,85
555	23,33	670	26,35	864	36,31	1107	50,08	1251	58,79	1484	65,12	1938	74,08	2295	91,77	3183	92,53
556	22,96	670	27,74	870	40,89	1112	44,79	1253	58,45	1494	64,18	1939	82,1	2295	77,38	3193	103,5
556	13,96	670	29,77	879	36,77	1112	36,67	1255	46,79	1495	69,19	1949	77,38	2298	92,92	3208	98,18
561	21,52	674	28,71	880	37,08	1116	45,2	1255	49,53	1496	68,2	1955	76,81	2303	100,99	3211	114,78

Versuch				4-19													
D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]	D <sub>PF</sub> [μm]	v <sub>S</sub> [mm/s]
562	22,29	674	31,59	880	40,61	1117	50,81	1255	51,2	1499	63,4	1956	80,88	2307	86,72	3219	107,5
562	23,35	676	27,51	880	38,51	1117	41,51	1258	48,33	1500	66,65	1958	74,46	2307	81,37	3223	117
563	21,24	676	29,46	881	31,24	1118	47,77	1259	52,74	1500	54,3	1960	75,52	2312	89,92	3227	97,75
564	25,02	676	19,55	883	36,71	1120	48,01	1260	50,59	1500	64,09	1962	79,86	2315	79,09	3250	99,2
564	21,51	677	26,24	889	41,21	1122	53,08	1261	50,91	1503	63,67	1967	81,31	2321	92,39	3264	101,91
564	20,98	681	27,92	889	39,14	1124	46,49	1264	51,68	1503	61,74	1969	79,87	2334	80,79	3349	101,73
565	26,29	683	25,85	890	38,76	1124	42,25	1264	51,22	1508	63,73	1973	78,71	2340	80,5	3353	91,47
566	19,47	683	26,83	890	34,37	1124	47,96	1264	55,22	1510	54,64	1976	75,41	2341	92,63	3354	122,68
567	18,36	683	22,29	890	41,09	1126	39,3	1265	51,13	1513	68,19	1980	69,45	2343	89,41	3385	93,72
568	22,65	688	22,85	892	34,81	1127	46,35	1265	52,4	1518	58,34	1985	76,95	2351	89,99	3495	115,12
569	20,31	689	27,04	892	41,85	1128	45,5	1265	47,45	1520	64,9	1991	84,24	2362	87,29	3645	107,14
570	21,73	692	26,03	894	35,88	1128	45,32	1266	51,33	1522	61,94	1991	81,87	2364	82,3	3733	95,29
571	18,03	692	25,83	894	38,91	1129	48,48	1271	53,33	1523	63,57	1996	78,2	2364	88,04	3746	112,67
572	23,16	692	26,18	897	40,09	1131	55,05	1276	57,43	1526	55,82	2001	80,7	2366	67,71	3797	117,12
573	22,93	692	25,19	899	41,3	1134	50,81	1277	52,86	1528	62,97	2002	82,52	2368	80,74	4183	102,04
579	13,58	692	28,77	902	28,06	1134	45,1	1277	61,36	1528	66,86	2002	78,71	2368	91,01	4468	108,58
579	24,06	693	20,38	911	42,65	1136	50,44	1278	60,49	1529	54,57	2003	77,04	2369	90	0	0
580	16,04	695	28,52	912	38,02	1137	51,77	1280	54,55	1532	61,66	2007	74,49	2376	91,16	0	0
581	26,05	696	27,86	913	40,68	1138	45,46	1280	51,8	1534	64,08	2010	80,36	2377	85,94	0	0
581	21,25	697	28,27	916	35,87	1138	52,9	1281	47,91	1536	69,01	2011	79,26	2381	88,08	0	0
581	19,12	698	26,89	916	23,05	1140	54,41	1284	54,73	1537	50,61	2011	79,6	2397	82,03	0	0
582	21,39	698	26,95	916	38,57	1141	43,17	1287	58,33	1538	65,08	2013	82,93	2405	78,92	0	0

Tabelle A-11: Werte zu Abbildung 4-23

Versuch	4-23																	
Suspension	Versuchsparameter:											Versuchsparameter:			Versuchsp.:			
Suspension	3% Kaolin											1% Kaolin			1% Kaolin			
Flockungsmittel	0,1% Cytec C491											0,1% Cytec C442			0,1% Zetag 92			
Keim- $\odot$												1,5 mm Glas						
Suspension	Volumenstrom 100 ml/min											1 s						
Flockungsmittel	1,5 kg FM/t TR											1 s						
Reaktor	Drehrohrreaktor											Schichtenaufbau mit Energie			Rührreaktor			
	$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\rho$ [ $\frac{10^3 \text{ kg}}{\text{m}^3}$ ]	$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\rho$ [ $\frac{10^3 \text{ kg}}{\text{m}^3}$ ]	$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\rho$ [ $\frac{10^3 \text{ kg}}{\text{m}^3}$ ]	$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\rho$ [ $\frac{10^3 \text{ kg}}{\text{m}^3}$ ]	$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\rho$ [ $\frac{10^3 \text{ kg}}{\text{m}^3}$ ]	$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\rho$ [ $\frac{10^3 \text{ kg}}{\text{m}^3}$ ]	$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\rho$ [ $\frac{10^3 \text{ kg}}{\text{m}^3}$ ]	$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\rho$ [ $\frac{10^3 \text{ kg}}{\text{m}^3}$ ]	$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\rho$ [ $\frac{10^3 \text{ kg}}{\text{m}^3}$ ]
	510	1,176	683	1,181	956	1,177	1200	1,180	1631	1,178	2254	1,160	1676	1,768	4371	1,240	940	1,917
	512	1,194	692	1,179	962	1,174	1200	1,183	1640	1,193	2258	1,146	1719	1,304	4423	1,277	1044	1,673
	512	1,186	697	1,197	962	1,171	1203	1,182	1641	1,190	2263	1,150	1682	1,449	4532	1,234	1250	1,562
	513	1,145	698	1,184	968	1,193	1209	1,169	1651	1,167	2267	1,175	1593	1,381	4580	1,215	1706	1,551
	513	1,176	757	1,112	970	1,202	1210	1,165	1652	1,176	2274	1,191	1620	1,434	4565	1,185	1706	1,535
	514	1,202	845	1,193	972	1,212	1213	1,182	1660	1,168	2274	1,157	1794	1,675	4381	1,359	1845	1,666
	514	1,220	650	1,174	977	1,160	1214	1,171	1662	1,173	2276	1,163	1750	1,401	4817	1,240	1915	1,631
	515	1,224	662	1,209	983	1,195	1216	1,168	1664	1,168	2279	1,185	1928	1,400	4661	1,311	1915	1,663
	515	1,172	668	1,222	983	1,196	1216	1,179	1674	1,176	2291	1,176	1796	1,409	4477	1,328	2019	1,507
	516	1,194	670	1,205	985	1,190	1222	1,172	1682	1,189	2295	1,184	1807	1,541	4683	1,482	2089	1,558
	517	1,205	670	1,225	987	1,167	1225	1,193	1686	1,182	2298	1,187	1894	1,654	4664	1,292	2158	1,625
	517	1,194	676	1,219	988	1,183	1230	1,200	1692	1,188	2307	1,166	1856	1,520	4645	1,401	2611	1,576
	518	1,128	681	1,201	993	1,198	1231	1,216	1708	1,191	2312	1,176	1956	1,505	4609	1,320	2715	1,484
	520	1,204	683	1,190	996	1,176	1231	1,165	1710	1,164	2315	1,143	1988	1,475	4705	1,246	2750	1,445
	521	1,208	700	1,187	999	1,206	1232	1,152	1711	1,168	2321	1,183	1838	1,721	4901	1,308	3412	1,343
	521	1,209	701	1,217	1009	1,192	1232	1,150	1725	1,185	2340	1,145	1976	1,988	5003	1,296	3447	1,411
	523	1,182	704	1,191	1011	1,220	1232	1,185	1732	1,159	2341	1,182	2006	1,404	5268	1,282	3621	1,367
	527	1,234	708	1,151	1016	1,148	1233	1,179	1740	1,146	2343	1,171	2069	1,458	5104	1,280	3690	1,247
	527	1,212	717	1,203	1023	1,195	1241	1,196	1745	1,187	2351	1,172	2012	1,567	5098	1,301		
	528	1,186	719	1,219	1028	1,199	1241	1,165	1747	1,179	2362	1,163	1965	1,559	5121	1,264		



Versuch	4-23																	
	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]
	528	1,207	719	1,166	1032	1,201	1244	1,124	1749	1,208	2366	1,108	2116	1,932	5136	1,272		
	528	1,193	720	1,204	1035	1,190	1246	1,164	1751	1,148	2368	1,143	2332	1,352	5211	1,188		
	529	1,206	724	1,189	1035	1,136	1247	1,169	1754	1,190	2376	1,173	2380	1,742	5499	1,305		
	530	1,177	726	1,209	1042	1,190	1248	1,186	1757	1,166	2377	1,157	2278	1,548	5498	1,338		
	536	1,191	731	1,193	1060	1,198	1255	1,155	1758	1,180	2381	1,164	2366	1,545	5573	1,317		
	536	1,215	731	1,218	1066	1,177	1255	1,168	1773	1,220	2397	1,144	2332	1,656	5276	1,366		
	540	1,204	731	1,166	1077	1,174	1258	1,162	1792	1,174	2407	1,165	2456	1,431	5456	1,302		
	541	1,204	732	1,175	1104	1,181	1259	1,184	1793	1,206	2419	1,178	2502	1,475	5697	1,361		
	541	1,202	733	1,187	1116	1,176	1260	1,172	1798	1,168	2432	1,178	2453	1,484	5796	1,342		
	542	1,198	736	1,154	1118	1,190	1261	1,174	1804	1,164	2438	1,126	2388	1,528	5712	1,316		
	542	1,182	739	1,198	1124	1,182	1264	1,177	1808	1,187	2447	1,122	2900	1,374	5433	1,239		
	550	1,195	739	1,218	1128	1,175	1264	1,175	1818	1,158	2460	1,131	3243	1,383	5550	1,410		
	550	1,226	746	1,217	1163	1,120	1265	1,174	1823	1,187	2462	1,198	2787	1,442	5863	1,524		
	551	1,198	747	1,196	1032	1,187	1265	1,181	1849	1,147	2471	1,151	2483	1,566	5641	1,449		
	551	1,207	751	1,185	1058	1,192	1265	1,156	1854	1,183	2472	1,145	3073	1,439	5961	1,341		
	553	1,240	755	1,168	1064	1,179	1266	1,175	1867	1,173	2475	1,124	2234	1,178	5869	1,305		
	555	1,212	761	1,183	1078	1,153	1271	1,184	1882	1,207	2480	1,166	2114	1,425	5752	1,407		
	556	1,221	762	1,152	1078	1,199	1276	1,204	1884	1,200	2482	1,163	2120	1,297	6252	1,501		
	561	1,200	762	1,143	1083	1,200	1277	1,180	1896	1,203	2488	1,148	2174	1,289	6081	1,415		
	562	1,209	763	1,212	1084	1,209	1280	1,188	1901	1,179	2476	1,135	2180	1,486	5852	1,431		
	562	1,221	766	1,190	1089	1,215	1280	1,174	1906	1,174	2499	1,160	2403	1,431	6179	1,331		
	564	1,240	767	1,211	1103	1,174	1281	1,155	1933	1,180	2577	1,144	2481	1,297	6046	1,237		
	564	1,198	767	1,174	1112	1,175	1284	1,188	1939	1,194	2582	1,160	2357	1,424				
	564	1,192	774	1,198	1112	1,131	1303	1,158	1955	1,172	2630	1,171	2349	1,381				
	565	1,255	778	1,214	1117	1,209	1305	1,174	1962	1,182	2712	1,148	2395	1,516				
	566	1,174	779	1,189	1117	1,156	1306	1,170	2044	1,167	2781	1,136	2551	1,454				
	572	1,213	782	1,196	1120	1,191	1313	1,172	2062	1,203	2783	1,140	2673	1,422				
	573	1,209	784	1,164	1124	1,158	1327	1,186	2002	1,187	2785	1,148	2745	1,405				
	581	1,241	786	1,201	1124	1,190	1327	1,136	2007	1,158	2802	1,150	2578	1,382				

Versuch	4-23																	
	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]
	581	1,185	787	1,191	1126	1,142	1337	1,197	2010	1,178	2847	1,141	2632	1,445				
	583	1,174	791	1,228	1127	1,180	1341	1,141	2011	1,174	2848	1,171	2893	1,427				
	584	1,220	792	1,234	1128	1,174	1343	1,161	2014	1,160	2868	1,178	3060	1,434				
	584	1,225	795	1,208	1131	1,230	1345	1,186	2016	1,192	2890	1,109	3100	1,502				
	588	1,209	799	1,175	1134	1,204	1352	1,164	2017	1,184	2895	1,140	2751	1,482				
	588	1,167	800	1,207	1134	1,171	1352	1,154	2020	1,156	2895	1,159	2816	1,785				
	590	1,171	804	1,175	1138	1,172	1352	1,131	2024	1,161	2913	1,153	2992	1,464				
	591	1,200	804	1,139	1141	1,159	1357	1,181	2025	1,171	2923	1,121	3329	1,313				
	592	1,162	809	1,232	1142	1,190	1359	1,172	2027	1,148	2930	1,110	3268	1,323				
	592	1,232	815	1,176	1144	1,186	1359	1,190	2037	1,169	2931	1,133	2965	1,516				
	593	1,218	819	1,188	1144	1,203	1359	1,189	2038	1,173	2953	1,134	3076	1,785				
	598	1,196	828	1,221	1147	1,189	1366	1,172	2042	1,180	2955	1,149	3452	1,325				
	600	1,210	828	1,168	1149	1,185	1392	1,152	2046	1,169	2963	1,157	3478	1,209				
	601	1,191	828	1,205	1152	1,177	1399	1,161	2077	1,161	3006	1,097	3698	1,362				
	605	1,235	837	1,168	1156	1,197	1408	1,194	2080	1,171	3012	1,145	3235	1,421				
	608	1,206	840	1,187	1157	1,197	1454	1,179	2084	1,183	3014	1,144	3302	1,435				
	610	1,241	843	1,202	1157	1,162	1537	1,128	2101	1,137	3026	1,095	3047	1,349				
	611	1,205	847	1,196	1160	1,179	1546	1,164	2102	1,183	3044	1,125	3239	1,257				
	611	1,151	850	1,194	1160	1,199	1500	1,202	2103	1,140	3056	1,174	3245	1,421				
	616	1,181	853	1,163	1160	1,196	1500	1,147	2104	1,202	3063	1,138	3318	1,147				
	616	1,216	854	1,207	1163	1,179	1503	1,187	2109	1,164	3084	1,143	3336	1,160				
	617	1,205	856	1,200	1166	1,165	1503	1,179	2109	1,157	3110	1,114	3369	1,193				
	617	1,196	860	1,164	1167	1,158	1508	1,187	2112	1,178	3124	1,181	3367	1,214				
	618	1,200	864	1,194	1167	1,121	1510	1,147	2112	1,179	3128	1,146	3282	1,355				
	619	1,195	879	1,192	1168	1,180	1518	1,162	2114	1,180	3130	1,116	3368	1,273				
	619	1,199	880	1,194	1168	1,176	1522	1,176	2115	1,189	3132	1,186	3394	1,183				
	620	1,196	881	1,153	1170	1,205	1526	1,150	2116	1,155	3134	1,149	3437	1,201				
	621	1,232	883	1,190	1171	1,166	1528	1,180	2122	1,180	3141	1,153	3158	1,366				
	621	1,194	890	1,203	1171	1,182	1529	1,144	2133	1,186	3141	1,145	3665	1,182				

Versuch	4-23																	
	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]	$D_{PF}$ [μm]	$\rho$ [ $\frac{10^3 kg}{m^3}$ ]
	622	1,230	890	1,171	1172	1,164	1532	1,173	2139	1,155	3146	1,180	3396	1,222				
	627	1,205	892	1,174	1172	1,195	1534	1,184	2149	1,172	3164	1,138	3506	1,215				
	627	1,202	897	1,210	1174	1,173	1542	1,151	2153	1,178	3193	1,145	3599	1,209				
	628	1,194	899	1,218	1175	1,164	1544	1,217	2161	1,125	3208	1,131	3640	1,242				
	629	1,213	911	1,223	1176	1,166	1549	1,206	2169	1,122	3211	1,171	3652	1,290				
	632	1,224	912	1,190	1178	1,180	1552	1,192	2179	1,146	3219	1,153	3458	1,453				
	633	1,216	916	1,174	1179	1,186	1555	1,179	2181	1,151	3223	1,176	3461	1,395				
	633	1,195	917	1,203	1184	1,193	1556	1,196	2187	1,154	3227	1,129	3968	1,284				
	634	1,179	918	1,204	1184	1,204	1557	1,196	2192	1,155	3250	1,131	4073	1,365				
	634	1,120	921	1,229	1184	1,163	1558	1,183	2202	1,169	3264	1,137	4132	1,384				
	639	1,235	923	1,131	1184	1,168	1561	1,175	2205	1,143	3349	1,132	3944	1,413				
	643	1,194	924	1,185	1185	1,186	1567	1,156	2208	1,173	3353	1,110	3963	1,278				
	651	1,180	928	1,203	1186	1,205	1573	1,172	2211	1,153	3354	1,181	3964	1,288				
	651	1,222	933	1,191	1189	1,180	1585	1,195	2222	1,175	3385	1,113	4330	1,261				
	652	1,212	937	1,178	1190	1,168	1586	1,161	2232	1,175	3495	1,154	4390	1,310				
	652	1,215	939	1,186	1191	1,160	1589	1,157	2237	1,161	3645	1,129	4381	1,270				
	655	1,182	940	1,204	1192	1,174	1595	1,181	2241	1,193	3733	1,102	4671	1,269				
	658	1,228	941	1,177	1195	1,173	1603	1,174	2244	1,168	3746	1,136	4930	1,220				
	663	1,172	942	1,148	1197	1,209	1606	1,156	2248	1,129	3797	1,143	4290	1,136				
	669	1,191	948	1,179	1197	1,171	1615	1,210	2249	1,136	4183	1,099	4421	1,132				
	670	1,192	954	1,206	1198	1,182	1618	1,181	2252	1,108	4468	1,102	4422	1,118				
	676	1,200	956	1,164	1198	1,206	1625	1,194	2253	1,152	0	0,000	4189	1,201				

Tabelle A-12: Werte zu Abbildung 4-25

Versuch	4-25															
Suspension	Versuchsparameter: 3% Kaolin															Versuchsparam.: 1% Kaolin
Flockungsmittel	0,1% Cytec C491															0,1% Zetag 92
Suspension	Volumenstrom 100 ml/min															
Flockungsmittel	1,5 kg FM/t TR															
Reaktor	Drehrohrreaktor															Rührreaktor
	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]
	0,051	0,176	0,063	0,195	0,086	0,164	0,114	0,190	0,130	0,158	0,180	0,164	0,234	0,145	0,094	0,917
	0,051	0,194	0,063	0,179	0,086	0,194	0,114	0,186	0,131	0,174	0,181	0,187	0,234	0,182	0,104	0,673
	0,051	0,186	0,063	0,120	0,088	0,192	0,114	0,203	0,131	0,170	0,182	0,158	0,234	0,171	0,125	0,562
	0,051	0,145	0,064	0,235	0,088	0,194	0,115	0,189	0,131	0,172	0,182	0,187	0,235	0,172	0,171	0,551
	0,051	0,176	0,064	0,194	0,088	0,153	0,115	0,185	0,133	0,186	0,185	0,147	0,236	0,163	0,171	0,535
	0,051	0,202	0,065	0,180	0,088	0,190	0,115	0,177	0,133	0,136	0,185	0,183	0,237	0,108	0,185	0,666
	0,051	0,220	0,065	0,222	0,089	0,203	0,116	0,197	0,134	0,197	0,187	0,173	0,237	0,143	0,192	0,631
	0,052	0,224	0,065	0,212	0,089	0,171	0,116	0,197	0,134	0,141	0,188	0,207	0,238	0,173	0,192	0,663
	0,052	0,172	0,065	0,215	0,089	0,174	0,116	0,162	0,134	0,161	0,188	0,200	0,238	0,157	0,202	0,507
	0,052	0,194	0,066	0,182	0,090	0,210	0,116	0,179	0,135	0,186	0,190	0,203	0,238	0,164	0,209	0,558
	0,052	0,205	0,066	0,228	0,090	0,218	0,116	0,199	0,135	0,164	0,190	0,179	0,240	0,144	0,216	0,625
	0,052	0,194	0,066	0,172	0,091	0,223	0,116	0,196	0,135	0,154	0,191	0,174	0,241	0,165	0,261	0,576
	0,052	0,128	0,067	0,191	0,091	0,190	0,116	0,179	0,135	0,131	0,193	0,180	0,242	0,178	0,272	0,484
	0,052	0,204	0,067	0,192	0,092	0,174	0,117	0,165	0,136	0,181	0,194	0,194	0,243	0,178	0,275	0,445
	0,052	0,208	0,068	0,200	0,092	0,203	0,117	0,158	0,136	0,172	0,196	0,172	0,244	0,126	0,341	0,343
	0,052	0,209	0,068	0,181	0,092	0,204	0,117	0,121	0,136	0,190	0,196	0,182	0,245	0,122	0,345	0,411
	0,052	0,182	0,069	0,179	0,092	0,229	0,117	0,180	0,136	0,189	0,204	0,167	0,246	0,131	0,362	0,367
	0,053	0,234	0,070	0,197	0,092	0,131	0,117	0,176	0,137	0,172	0,206	0,203	0,246	0,198	0,369	0,247
	0,053	0,212	0,070	0,184	0,092	0,185	0,117	0,205	0,139	0,152	0,200	0,187	0,247	0,151		
	0,053	0,186	0,076	0,112	0,093	0,203	0,117	0,166	0,140	0,161	0,201	0,158	0,247	0,145		
	0,053	0,207	0,085	0,193	0,093	0,191	0,117	0,182	0,141	0,194	0,201	0,178	0,248	0,124		
	0,053	0,193	0,065	0,174	0,094	0,178	0,117	0,164	0,145	0,179	0,201	0,174	0,248	0,166		
	0,053	0,206	0,066	0,209	0,094	0,186	0,117	0,195	0,154	0,128	0,201	0,160	0,248	0,163		
	0,053	0,177	0,067	0,222	0,094	0,204	0,117	0,173	0,155	0,164	0,202	0,192	0,249	0,148		
	0,054	0,191	0,067	0,205	0,094	0,177	0,118	0,164	0,150	0,202	0,202	0,184	0,248	0,135		

Versuch	4-25															
	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]
	0,054	0,215	0,067	0,225	0,094	0,148	0,118	0,166	0,150	0,147	0,202	0,156	0,250	0,160		
	0,054	0,204	0,068	0,219	0,095	0,179	0,118	0,180	0,150	0,187	0,202	0,161	0,258	0,144		
	0,054	0,204	0,068	0,201	0,095	0,206	0,118	0,186	0,150	0,179	0,203	0,171	0,258	0,160		
	0,054	0,202	0,068	0,190	0,096	0,164	0,118	0,193	0,151	0,187	0,203	0,148	0,263	0,171		
	0,054	0,198	0,070	0,187	0,096	0,177	0,118	0,204	0,151	0,147	0,204	0,169	0,271	0,148		
	0,054	0,182	0,070	0,217	0,096	0,174	0,118	0,163	0,152	0,162	0,204	0,173	0,278	0,136		
	0,055	0,195	0,070	0,191	0,096	0,171	0,118	0,168	0,152	0,176	0,204	0,180	0,278	0,140		
	0,055	0,226	0,071	0,151	0,097	0,193	0,119	0,186	0,153	0,150	0,205	0,169	0,279	0,148		
	0,055	0,198	0,072	0,203	0,097	0,202	0,119	0,205	0,153	0,180	0,208	0,161	0,280	0,150		
	0,055	0,207	0,072	0,219	0,097	0,212	0,119	0,180	0,153	0,144	0,208	0,171	0,285	0,141		
	0,055	0,240	0,072	0,166	0,098	0,160	0,119	0,168	0,153	0,173	0,208	0,183	0,285	0,171		
	0,056	0,212	0,072	0,204	0,098	0,195	0,119	0,160	0,153	0,184	0,210	0,137	0,287	0,178		
	0,056	0,221	0,072	0,189	0,098	0,196	0,119	0,174	0,154	0,151	0,210	0,183	0,289	0,109		
	0,056	0,200	0,073	0,209	0,099	0,190	0,120	0,173	0,154	0,217	0,210	0,140	0,290	0,140		
	0,056	0,209	0,073	0,193	0,099	0,167	0,120	0,209	0,155	0,206	0,210	0,202	0,290	0,159		
	0,056	0,221	0,073	0,218	0,099	0,183	0,120	0,171	0,155	0,192	0,211	0,164	0,291	0,153		
	0,056	0,240	0,073	0,166	0,099	0,198	0,120	0,182	0,156	0,179	0,211	0,157	0,292	0,121		
	0,056	0,198	0,073	0,175	0,100	0,176	0,120	0,206	0,156	0,196	0,211	0,178	0,293	0,110		
	0,056	0,192	0,073	0,187	0,100	0,206	0,120	0,180	0,156	0,196	0,211	0,179	0,293	0,133		
	0,057	0,255	0,074	0,154	0,101	0,192	0,120	0,183	0,156	0,183	0,211	0,180	0,295	0,134		
	0,057	0,174	0,074	0,198	0,101	0,220	0,120	0,182	0,156	0,175	0,212	0,189	0,296	0,149		
	0,057	0,213	0,074	0,218	0,102	0,148	0,121	0,169	0,157	0,156	0,212	0,155	0,296	0,157		
	0,057	0,209	0,075	0,217	0,102	0,195	0,121	0,165	0,157	0,172	0,212	0,180	0,301	0,097		
	0,058	0,241	0,075	0,196	0,103	0,199	0,121	0,182	0,159	0,195	0,213	0,186	0,301	0,145		
	0,058	0,185	0,075	0,185	0,103	0,201	0,121	0,171	0,159	0,161	0,214	0,155	0,301	0,144		
	0,058	0,174	0,076	0,168	0,104	0,190	0,122	0,168	0,159	0,157	0,215	0,172	0,303	0,095		
	0,058	0,220	0,076	0,183	0,104	0,136	0,122	0,179	0,160	0,181	0,215	0,178	0,304	0,125		
	0,058	0,225	0,076	0,152	0,104	0,190	0,122	0,172	0,160	0,174	0,216	0,125	0,306	0,174		
	0,059	0,209	0,076	0,143	0,106	0,198	0,123	0,193	0,161	0,156	0,217	0,122	0,306	0,138		
	0,059	0,167	0,076	0,212	0,107	0,177	0,123	0,200	0,162	0,210	0,218	0,146	0,308	0,143		
	0,059	0,171	0,077	0,190	0,108	0,174	0,123	0,216	0,162	0,181	0,218	0,151	0,311	0,114		
	0,059	0,200	0,077	0,211	0,110	0,181	0,123	0,165	0,163	0,194	0,219	0,154	0,312	0,181		
	0,059	0,162	0,077	0,174	0,112	0,176	0,123	0,152	0,163	0,178	0,219	0,155	0,313	0,146		

Versuch	4-25															
	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]	$D_{PF}$ [cm]	$\rho_e$ [ $\frac{g}{cm^3}$ ]
	0,059	0,232	0,077	0,198	0,112	0,190	0,123	0,150	0,164	0,193	0,220	0,169	0,313	0,116		
	0,059	0,218	0,078	0,214	0,112	0,182	0,123	0,185	0,164	0,190	0,221	0,143	0,313	0,186		
	0,060	0,196	0,078	0,189	0,113	0,175	0,123	0,179	0,165	0,167	0,221	0,173	0,313	0,149		
	0,060	0,210	0,078	0,196	0,116	0,120	0,124	0,196	0,165	0,176	0,221	0,153	0,314	0,153		
	0,060	0,191	0,078	0,164	0,103	0,187	0,124	0,165	0,166	0,168	0,222	0,175	0,314	0,145		
	0,061	0,235	0,079	0,201	0,106	0,192	0,124	0,124	0,166	0,173	0,223	0,175	0,315	0,180		
	0,061	0,206	0,079	0,191	0,106	0,179	0,125	0,164	0,166	0,168	0,224	0,161	0,316	0,138		
	0,061	0,241	0,079	0,228	0,108	0,153	0,125	0,169	0,167	0,176	0,224	0,193	0,319	0,145		
	0,061	0,205	0,079	0,234	0,108	0,199	0,125	0,186	0,168	0,189	0,224	0,168	0,321	0,131		
	0,061	0,151	0,080	0,208	0,108	0,200	0,126	0,155	0,169	0,182	0,225	0,129	0,321	0,171		
	0,062	0,181	0,080	0,175	0,108	0,209	0,126	0,168	0,169	0,188	0,225	0,136	0,322	0,153		
	0,062	0,216	0,080	0,207	0,109	0,215	0,126	0,162	0,171	0,191	0,225	0,108	0,322	0,176		
	0,062	0,205	0,080	0,175	0,110	0,174	0,126	0,184	0,171	0,164	0,225	0,152	0,323	0,129		
	0,062	0,196	0,080	0,139	0,111	0,175	0,126	0,172	0,171	0,168	0,225	0,160	0,325	0,131		
	0,062	0,200	0,081	0,232	0,111	0,131	0,126	0,174	0,173	0,185	0,226	0,146	0,326	0,137		
	0,062	0,195	0,082	0,176	0,112	0,209	0,126	0,177	0,173	0,159	0,226	0,150	0,335	0,132		
	0,062	0,199	0,082	0,188	0,112	0,156	0,126	0,175	0,174	0,146	0,227	0,175	0,335	0,110		
	0,062	0,196	0,083	0,221	0,112	0,191	0,127	0,174	0,175	0,187	0,227	0,191	0,335	0,181		
	0,062	0,232	0,083	0,168	0,112	0,158	0,127	0,181	0,175	0,179	0,227	0,157	0,339	0,113		
	0,062	0,194	0,083	0,205	0,112	0,190	0,127	0,156	0,175	0,208	0,228	0,163	0,350	0,154		
	0,062	0,230	0,084	0,168	0,113	0,142	0,127	0,175	0,175	0,148	0,228	0,185	0,365	0,129		
	0,063	0,205	0,084	0,187	0,113	0,180	0,127	0,184	0,175	0,190	0,229	0,176	0,373	0,102		
	0,063	0,202	0,084	0,202	0,113	0,174	0,128	0,204	0,176	0,166	0,230	0,184	0,375	0,136		
	0,063	0,194	0,085	0,196	0,113	0,230	0,128	0,180	0,176	0,180	0,230	0,187	0,380	0,143		
	0,063	0,213	0,085	0,194	0,113	0,204	0,128	0,188	0,177	0,220	0,231	0,166	0,418	0,099		
	0,063	0,224	0,085	0,163	0,113	0,171	0,128	0,174	0,179	0,174	0,231	0,176	0,447	0,102		
	0,063	0,216	0,085	0,207	0,114	0,172	0,128	0,155	0,179	0,206	0,232	0,143				
	0,063	0,195	0,086	0,200	0,114	0,159	0,128	0,188	0,180	0,168	0,232	0,183				

Tabelle A-13: Werte zu den Abbildungen 4-26, 4-27, 4-28, 4-29 und 4-30

Versuch		4-26					Versuch		4-27						
Suspensionsvolumenstrom [ml/min]:		50	75	100	150	Suspensionsvolumenstrom [ml/min]:		100	150	100	150				
Versuchsparameter:		$\bar{D}_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	TR-Gehalt				Versuchsparameter:		$\bar{D}_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	TR-Gehalt im Austrag		TR-Gehalt im Reaktor			
Suspension	3% Kaolin		[%]	[%]	[%]	[%]	Suspension	3% Kaolin		[%]	[%]	[%]	[%]		
Flockungsmittel	0,1% Cytec C491						Flockungsmittel	0,1% Cytec C491							
Drehzahl	40 U/min		515	26,43	22,58	23,62	14,89	Drehzahl		40 U/min	515	22,74	16,28	14,00	12,87
$\dot{V}$ -Suspension	variiert		815	28,14	27,09	25,85	19,32	$\dot{V}$ -Suspension		variiert	815	25,56	22,17	-	18,47
FM-Dosierung	1,5 kg FM/t TR		1250		26,66	24,32	16,14	FM-Dosierung		1,5 kg FM/t TR	1250	24,26	25,59	10,83	19,25
			1750		25,64	26,02	20,15				1750	26,26	32,03	17,26	21,10
		2250			21,74	19,33			2250	21,50	33,25	9,35	25,98		
		2750			18,63	15,72			2750	19,35		16,16	26,60		
Versuch		4-29					Versuch		4-30						
Suspensionsvolumenstrom [ml/min]:		50	75	100	150	Suspensionsvolumenstrom [ml/min]:		100	150	100	150				
Versuchsparameter:		$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	Durchgang				Versuchsparameter:		$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	Durchgang im Austrag		Durchgang im Reaktor			
Suspension	3% Kaolin		[Ma%]	[Ma%]	[Ma%]	[Ma%]	Suspension	3% Kaolin		[Ma%]	[Ma%]	[Ma%]	[Ma%]		
Flockungsmittel	0,1% Cytec C491						Flockungsmittel	0,1% Cytec C491							
Drehzahl	40 U/min		0	0	0	0	Drehzahl	40 U/min		0	0	0	0		
$\dot{V}$ -Suspension	variiert		400	19,67	21,99	57,18	85,15	$\dot{V}$ -Suspension		variiert	400	57,18	30,41	85,15	50,99
FM-Dosierung	1,5 kg FM/t TR		630	50,46	48,97	69,12	92,13	FM-Dosierung		1,5 kg FM/t TR	630	69,12	31,60	92,13	58,57
			1000	71,16	82,07	82,57	96,42				1000	82,57	33,15	96,42	63,85
			1500	85,38	92,76	86,34	97,39				1500	86,34	33,53	97,39	64,99
			2000	100,00	100,00	98,43	98,93				2000	98,43	59,32	98,93	69,41
		2500	100,00	100,00	99,43	99,45	2500		99,43		91,43	99,45	74,36		
		3000	100,00	100,00	100,00	100,00			3000	100,00	100,00	100,00	100,00		
Versuch		4-28					Versuch								
Versuchszeit [min]:		30	60	90	120										
Versuchsparameter:		$D_{PF}$ [ $\mu\text{m}$ ]	Durchgang												
Suspension	3% Kaolin		[Ma%]	[Ma%]	[Ma%]	[Ma%]									
Flockungsmittel	0,1% Cytec C491														
Drehzahl	40 U/min		0	0	0	0									
$\dot{V}$ -Suspension	100 ml/min		400	23,24	55,93	57,53	58,09								
FM-Dosierung	1,5 kg FM/t TR		630	52,55	69,02	68,93	69,41								
			1000	81,85	81,57	80,81	85,32								
			1500	91,33	84,97	86,05	87,99								
			2000	98,25	98,09	99,26	97,95								
		2500	99,65	99,25	99,70	99,33									
		3000	100,00	100,00	100,00	100,00									

Tabelle A-14: Werte zu den Abbildungen 4-31, A-19, 4-32 und 4-33.

Versuch		4-31						Versuch		A-19					
Versuchsparameter:		FM-Dosierung [kg FM/t TR]						Versuchsparameter:		FM-Dosierung [kg FM/t TR]					
Suspension		0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0	Suspension		0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0
3% Kaolin								3% Kaolin		im Reaktor					
Flockungsmittel	$\bar{D}_{PF}$	TR-Gehalt						Flockungsmittel	$\bar{D}_{PF}$	TR-Gehalt					
0,1% Cytec C491	$[\mu m]$	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	0,1% Cytec C491	$[\mu m]$	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
Drehzahl	515	25,26	23,91	23,62	24,60	24,66	24,72	Drehzahl	515	-	-	16,28	26,46	27,98	23,87
40 U/min	815	26,38	25,58	25,85	27,09	27,84	26,30	40 U/min	815	-	-	22,17	29,45	28,65	24,53
$\dot{V}$ -Suspension	1250		27,98	24,32	29,66	27,67	24,82	$\dot{V}$ -Suspension	1250	-	30,36	25,59	29,58	24,93	23,42
100 ml/min	1750			26,02	29,71	25,54	29,38	100 ml/min	1750	30,34		32,03		-	28,78
FM-Dosierung	2250			21,74	26,25		24,96	FM-Dosierung	2250			33,25		-	
variiert	2750			18,63	25,05			variiert	2750					-	
	3250				26,20				3250					-	
	3750								3750					27,17	

Versuch		4-32						Versuch		4-33					
Versuchsparameter:		FM-Dosierung [kg FM/t TR]						Versuchsparameter:		FM-Dosierung [kg FM/t TR]					
Suspension		0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0	Suspension		0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0
3% Kaolin								3% Kaolin		im Reaktor					
Flockungsmittel	$D_{PF}$	Durchgang [Ma%]						Flockungsmittel	$D_{PF}$	Durchgang [Ma%]					
0,1% Cytec C491	$[\mu m]$	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	0,1% Cytec C491	$[\mu m]$	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
Drehzahl	0	0	0	0	0	0	0	Drehzahl	0	0	0	0	0	0	0
40 U/min	400	90,58	53,34	59,25	29,65	37,59	33,69	40 U/min	400	44,84	63,04	30,48	33,45	55,87	48,50
$\dot{V}$ -Suspension	630	93,32	61,95	71,59	37,68	54,49	46,88	$\dot{V}$ -Suspension	630	45,62	65,57	31,67	39,89	69,01	62,39
100 ml/min	1000	97,10	88,84	82,04	62,72	87,95	79,71	100 ml/min	1000	48,26	67,65	33,22	70,78	82,38	74,28
FM-Dosierung	1500	100,00	100,00	85,91	75,75	92,34	82,61	FM-Dosierung	1500	48,26	100,00	33,39	100,00	90,28	75,80
variiert	2000	100,00	100,00	98,36	94,82	96,37	93,87	variiert	2000	96,07	100,00	59,23	100,00	90,28	100,00
	2500	100,00	100,00	99,40	97,87	100,00	100,00		2500	100,00	100,00	91,41	100,00	90,28	100,00
	3000	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00		3000	100,00	100,00	100,00	100,00	90,28	100,00
	3500	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00		3500	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00



Tabelle A-15: Werte zu den Abbildungen 4-34, A-20, 4-35 und 4-36.

Versuch		4-34					Versuch		A-20						
Versuchsparameter:		Drehzahl [U/min]					Versuchsparameter:		Drehzahl [U/min]						
Suspension		30	40	60	80	100	Suspension		30	40	60	80	100		
3% Kaolin	$\bar{D}_{PF}$ [μm]	TR-Gehalt					3% Kaolin	$\bar{D}_{PF}$ [μm]	im Reaktor TR-Gehalt						
Flockungsmittel 0,1% Cytec C491							[%]							[%]	[%]
Drehzahl		515	23,36	24,60	23,12	22,63	20,65		Drehzahl	515	23,33	23,99	22,81	20,93	19,10
variiert		815	26,60	27,09	25,67	24,55	24,25		variiert	815	24,89	26,17	22,95	23,91	22,98
$\dot{V}$ -Suspension		1250	26,95	29,66	25,71	24,73	23,89		$\dot{V}$ -Suspension	1250		28,72	17,53	23,63	22,05
100 ml/min		1750		29,71		27,83	23,18		100 ml/min	1750		29,85	21,09		
FM-Dosierung		2250		26,25					FM-Dosierung	2250		25,45			
2,0 kg FM/t TR		2750		25,05					2,0 kg FM/t TR	2750		23,56			
	3250		26,20					3250		27,32					

Versuch		4-35					Versuch		4-36						
Versuchsparameter:		Drehzahl [U/min]					Versuchsparameter:		Drehzahl [U/min]						
Suspension		30	40	60	80	100	Suspension		30	40	60	80	100		
3% Kaolin	$D_{PF}$ [μm]	Durchgang [Ma%]					3% Kaolin	$D_{PF}$ [μm]	im Reaktor Durchgang [Ma%]						
Flockungsmittel 0,1% Cytec C491							[%]							[%]	[%]
Drehzahl		0	0	0	0	0	0		Drehzahl	0	0	0	0	0	
variiert		400	55,79	32,92	53,62	78,91	70,03		variiert	400	57,85	33,45	40,12	44,34	42,81
$\dot{V}$ -Suspension		630	60,55	39,02	66,53	88,33	87,47		$\dot{V}$ -Suspension	630	62,36	39,89	55,72	58,16	64,77
100 ml/min		1000	82,15	65,72	88,84	95,65	95,04		100 ml/min	1000	75,85	70,78	75,24	79,07	79,94
FM-Dosierung		1500	100,00	77,13	98,39	97,83	97,14		FM-Dosierung	1500	100,00	100,00	78,28	100,00	100,00
2,0 kg FM/t TR		2000	100,00	95,13	100,00	100,00	100,00		2,0 kg FM/t TR	2000	100,00	100,00	83,85	100,00	100,00
	2500	100,00	97,94	100,00	100,00	100,00		2500	100,00	100,00	91,36	100,00	100,00		
	3000	100,00	98,44	100,00	100,00	100,00		3000	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00		
	3500	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00		3500	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00		

Tabelle A-16: Werte zu den Abbildungen 4-38 und 4-39

Versuch	4-38					4-39						
Drehzahl	Versuchsparameter: 40 U/min	Versuchsparameter: 300 U/min	Versuchsparameter:	Versuchsparameter: 40 U/min								
Pelletfraktion	630-1000 $\mu\text{m}$			variiert								
Suspension	3% Kaolin	3% Kaolin	3% Kaolin	3% Kaolin								
-Volumenstrom	100 ml/min			100 ml/min								
Flockungsmittel	0,1% Cytec C491	0,1% Cytec C491		0,1% Cytec C491								
-Dosierung	1,5 kg FM/t TR	1,5 kg FM/t TR		1,5 kg FM/t TR								
	Pelletierungs- flockung		Flockung		Unbehandelte Suspension		Pelletierungs-flockung					
	$\frac{t}{t_{\text{Flockung}}}$	$\frac{TR}{TR_{\text{max}}}$	$\frac{t}{t_{\text{Flockung}}}$	$\frac{TR}{TR_{\text{max}}}$	$\frac{t}{t_{\text{Flockung}}}$	$\frac{TR}{TR_{\text{max}}}$	$D_{PF} [\mu\text{m}]$ :	<630	630-1000	1000-1500	1500-2000	>2000
	Zeit	TR-Gehalt										
	[-]	[-]	[-]	[-]	[-]	[-]	[s]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
	0,00	0,06	0,00	0,06	0,00	0,04	0	3	3	3	3	3
	0,01	0,43	0,03	0,06	0,01	0,15	10,16	10,57	22,19	15,95	16,83	17,43
	0,02	0,56	0,05	0,07	0,02	0,18	20,32	12,23	28,46	23,70	23,88	18,44
	0,03	0,57	0,08	0,08	0,03	0,21	30,48	14,16	29,23	24,90	25,46	18,81
	0,03	0,58	0,10	0,08	0,03	0,24	40,65	16,57	29,57	25,49	25,80	19,00
	0,04	0,58	0,13	0,09	0,04	0,28	50,81	19,59	29,82	25,82	25,97	19,13
	0,05	0,59	0,16	0,10	0,05	0,33	60,97	22,52	29,98	25,98	26,09	19,26
	0,06	0,59	0,18	0,11	0,06	0,35	71,13	24,03	30,10	26,19	26,19	19,29
	0,07	0,59	0,21	0,12	0,07	0,36	81,29	24,76	30,21	26,36	26,24	19,36
	0,08	0,59	0,23	0,13	0,08	0,37	91,45	25,22	30,29	26,49	26,29	19,46
	0,09	0,59	0,26	0,14	0,08	0,37	101,61	25,52	30,35	26,56	26,32	19,49
	0,10	0,59	0,28	0,16	0,08	0,53	111,77	25,74	30,41	26,63	26,35	19,56
	0,10	0,60	0,31	0,19	0,09	0,61	119,90	25,88	30,46	26,70	26,45	19,63
	0,11	0,60	0,34	0,21	0,09	0,66	130,06	26,03	30,49	26,74	26,58	19,67
0,12	0,60	0,36	0,26	0,09	0,68	140,23	26,12	30,52	26,85	26,60	19,77	
0,13	0,60	0,39	0,32	0,10	0,70	150,39	26,20	30,55	26,88	26,60	19,80	
0,14	0,60	0,41	0,43	0,10	0,72	162,58	26,29	30,58	26,95	26,60	19,91	

Versuch	4-38						4-39					
	Pelletierungs- flockung		Flockung		Unbehandelte Suspension		Pelletierungsflockung					
							$D_{PF} [\mu\text{m}]$ :	<630	630-1000	1000-1500	1500-2000	>2000
							Zeit	TR-Gehalt				
	$\frac{t}{t_{Flockung}}$	$\frac{TR}{TR_{max}}$	$\frac{t}{t_{Flockung}}$	$\frac{TR}{TR_{max}}$	$\frac{t}{t_{Flockung}}$	$\frac{TR}{TR_{max}}$						
	0,15	0,60	0,44	0,60	0,11	0,73	174,77	26,35	30,64	26,99	26,60	19,95
	0,16	0,60	0,46	0,89	1,00	0,73	186,97	26,41	30,67	27,03	35,04	20,05
	0,16	0,74	0,49	0,95			189,00	36,32	37,60	36,16	37,54	32,60
	0,16	0,79	0,52	0,97			191,03	40,11	40,27	39,72	39,27	35,16
	0,17	0,81	0,54	0,98			193,06	42,13	41,61	41,17	40,98	36,30
	0,17	0,83	0,57	0,98			195,10	43,87	42,60	42,47	42,25	37,14
	0,17	0,85	0,59	0,99			197,13	45,22	43,22	43,48	43,46	38,29
	0,17	0,86	0,62	0,99			199,16	46,29	44,16	44,33	44,38	38,82
	0,17	0,88	0,69	0,99			201,19	47,04	44,77	44,83	45,26	39,23
	0,17	0,89	1,00	1,00			203,23	47,61	45,27	45,43	45,87	39,50
	0,18	0,90					205,26	48,00	45,98	46,16	46,42	39,78
	0,18	0,91					207,29	48,40	46,37	46,48	46,89	40,07
	0,18	0,91					209,32	48,70	46,64	46,80	47,47	40,36
	0,18	0,92					211,35	49,00	47,05	47,13	48,13	40,50
	0,19	0,95					221,51	49,94	48,53	48,14	49,53	40,95
	0,21	0,98					243,87	50,81	50,10	48,83	51,01	41,25
	0,22	0,99					258,09	51,14	50,49	48,95	51,40	41,25
	0,23	0,99					268,26	51,25	50,73	48,95	51,49	41,25
	0,24	0,99					280,45	51,37	50,81	49,07	51,59	41,25
							288,58	51,48	50,89	49,10	51,59	41,25
							300,00	51,50	50,90	49,10	51,59	41,25

# Lebenslauf

## Persönliche Daten

Geburtsdatum	19.07.1966
Geburtsort	Hüttental-Weidenau
Staatsangehörigkeit	deutsch
Familienstand	verheiratet

## Schulbildung

11/1985	Deutsche Schule Alexander von Humboldt, Lima/ Perú, Erweiterte Ergänzungsprüfung (Abitur)
---------	---

## Praxiserfahrung vor dem Studium

01-02/1984	Praktikum bei der Schmalbach-Lubeca AG, Braunschweig
------------	--

## Studium

1986-1993	Studium des Chemieingenieurwesens an der Technischen Universität Clausthal, Abschluß Diplom
1993-1994	Studium der Verfahrenstechnik an der Technischen Universität Clausthal

## Praxiserfahrung im Studium

07-08/1990	Praktikum bei HPC Harres Pickel Consult GmbH, Harburg/Schwaben
09-12/1992	Studentische Hilfskraft am Institut für Aufbereitungstechnik und Veredelung der Technischen Universität Clausthal

## Beruflicher Werdegang

11/1994 - 10/2000	Wissenschaftliche Assistentin, Lehrstuhl Aufbereitungstechnik, BTU Cottbus
seit 03/2001	Entwicklungsingenieurin und Patentingenieurin, Hosokawa Alpine Aktiengesellschaft, Augsburg

Hiermit versichere ich, daß die vorliegende Arbeit selbstständig verfaßt wurde und daß alle in Anspruch genommenen Hilfsmittel in der Arbeit angegeben sind.

Susanne Bähr

